



*К.Ф.Павлов, П.Г.Романков  
А.А.Носков*

# **Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии**

**Издание десятое,  
переработанное и дополненное**

*Под редакцией чл.-корр. АН СССР  
П. Г. Романкова*

*Допущено Министерством высшего и среднего специального  
образования СССР в качестве учебного пособия для студентов  
химико-технологических специальностей  
высших учебных заведений*



**Ленинград · „ХИМИЯ”  
Ленинградское отделение  
1987**

Рецензент: д-р техн. наук проф. В. Н. Кисельников

УДК 66.02 (076.1)

Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А.

Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов/Под ред. чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкова. — 10-е изд., перераб. и доп. — Л.: Химия, 1987. — 576 с., ил.

Задачи и примеры составлены на основе многолетнего опыта преподавания курса в Ленинградском технологическом институте им. Ленсовета. В книгу вошли разделы: основы прикладной гидравлики, насосы, вентиляторы и компрессоры, гидромеханические методы разделения теплопередача в химической аппаратуре, выпаривание и кристаллизация, основы массопередачи, перегонка, ректификация и абсорбция, адсорбция, экстрагирование, сушка умеренное и глубокое охлаждение. В начале каждой главы приведены основные расчетные формулы, необходимые для решения примеров и контрольных задач.

По сравнению с предыдущим 9-м изданием (1981 г.) внесены изменения в главы 2—10, расширен круг примеров решения инженерных задач с помощью ЭВМ.

Для студентов химико-технологических вузов, а также вузов и факультетов химического машиностроения.

Табл. 141. Ил. 218. Библиогр. список: 18<sup>9</sup> назв.

# ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие к десятому изданию . . . . .	5
Основные условные обозначения и единицы измерения . . . . .	7
Вводные методические указания . . . . .	9
<b>Глава 1. Основы прикладной гидравлики . . . . .</b>	<b>12</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	12
Примеры . . . . .	29
Контрольные задачи . . . . .	58
<b>Глава 2. Насосы. Вентиляторы. Компрессоры . . . . .</b>	<b>65</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	65
Примеры . . . . .	71
Контрольные задачи . . . . .	80
Пример расчета центробежного насоса . . . . .	90
<b>Глава 3. Гидромеханические методы разделения. Гидродинамика взвешенного слоя. Перемешивание в жидкой среде . . . . .</b>	<b>93</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	93
Осаждение . . . . .	93
Фильтрование . . . . .	98
Центрифугирование . . . . .	101
Гидродинамика взвешенного слоя . . . . .	104
Перемешивание в жидкой среде . . . . .	109
Примеры . . . . .	110
Осаждение . . . . .	110
Фильтрование . . . . .	115
Центрифугирование . . . . .	121
Взвешенный слой . . . . .	127
Перемешивание в жидкой среде . . . . .	131
Контрольные задачи . . . . .	137
Пример расчета батарейного циклона . . . . .	142
Пример расчета пенного газопромывателя для очистки газа от пыли . . . . .	143
Пример расчета барабанного вакуум-фильтра . . . . .	147
<b>Глава 4. Теплопередача в химической аппаратуре . . . . .</b>	<b>149</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	149
Теплопроводность . . . . .	149
Теплоотдача . . . . .	150
Теплопередача в поверхностных теплообменниках . . . . .	168
Теплопередача при непосредственном соприкосновении потоков . . . . .	170
Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи . . . . .	171
Примеры . . . . .	171
Контрольные задачи . . . . .	205
Примеры расчета теплообменников . . . . .	213

<b>Глава 5. Выпаривание. Кристаллизация</b> . . . . .	<b>247</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	247
Примеры . . . . .	255
Контрольные задачи . . . . .	269
Пример расчета трехкорпусной выпарной установки . . . . .	276
<b>Глава 6. Основы массопередачи. Абсорбция</b> . . . . .	<b>282</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	282
Примеры . . . . .	295
Контрольные задачи . . . . .	314
<b>Глава 7. Перегонка и ректификация</b> . . . . .	<b>319</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	319
Примеры . . . . .	325
Контрольные задачи . . . . .	347
Пример расчета тарельчатой ректификационной колонны . . . . .	351
<b>Глава 8. Экстрагирование</b> . . . . .	<b>361</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	361
Примеры . . . . .	374
Контрольные задачи . . . . .	400
<b>Глава 9. Адсорбция</b> . . . . .	<b>403</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	403
Примеры . . . . .	414
Контрольные задачи . . . . .	422
<b>Глава 10. Сушка</b> . . . . .	<b>423</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	423
Примеры . . . . .	430
Контрольные задачи . . . . .	451
Пример расчета сушилки кипящего слоя для сушки хлористого калия . . . . .	456
Пример расчета вальцовой сушилки . . . . .	463
<b>Глава 11. Умеренное и глубокое охлаждение</b> . . . . .	<b>465</b>
Основные зависимости и расчетные формулы . . . . .	465
Примеры . . . . .	470
Контрольные задачи . . . . .	491
Ответы на контрольные задачи . . . . .	495
Библиографический список . . . . .	502
Приложение . . . . .	510

Курс «Процессы и аппараты химической технологии» является ведущим в общинженерной подготовке студентов и играет важную роль в освоении ими специальных дисциплин. В своем непрерывном развитии наука о процессах и аппаратах, обобщая теоретические и экспериментальные методы исследования основных процессов, является генератором новых идей, ускоряющих научно-технический прогресс химической технологии. В Постановлении ЦК КПСС об основных направлениях экономического и социального развития СССР на 1986—1990 годы и на период до 2000 года отмечается необходимость приоритетного расширения и углубления фундаментальных исследований, а также таких форм интеграции науки, техники и производства, которые позволяют обеспечить быстрое прохождение научных идей от зарождения до широкого применения на практике. Эти задачи успешно решаются высшей школой при подготовке квалифицированных инженерных кадров в соответствии с последними постановлениями Партии и Правительства «Основные направления перестройки высшего и среднего специального образования в стране».

В освоении учебной дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии», являющейся фундаментальной для химико-технологического образования, существенное значение имеют практические занятия по расчетной части курса. С этой целью на кафедре процессов и аппаратов ЛТИ им. Ленсовета было создано настоящее учебное пособие, которое от издания к изданию обновляется. Книга служит естественным дополнением к известному учебнику А. Г. Касаткина, подготовленному кафедрой процессов и аппаратов МХТИ им. Д. И. Менделеева, и к ряду современных монографий по отдельным разделам курса (в соответствии с утвержденной Минвузом СССР программой).

Кроме того, кафедрой процессов и аппаратов ЛТИ им. Ленсовета в развитие курса были созданы монографии «Гидромеханические процессы химической технологии», «Теплообменные процессы химической технологии», «Массообменные процессы (системы с твердой фазой)».

Десятое издание отличается от предыдущего тем, что в него внесены новые расчетные примеры основных типов аппаратов (теплообменников, массообменных аппаратов) с применением ЭВМ.

Программы составлены на легко адаптируемом для различных систем ЭВМ языке (ФОРТРАН-IV). Переработке подвергались также главы 2—10. В новом издании особое внимание уделено вопросам стандартизации.

В подготовке нового издания большая работа была выполнена М. И. Курочкиной. За ценные советы по обновлению информационного материала в отдельных главах этого учебного пособия выражаю благодарность Н. В. Озеровой, А. А. Медведеву и другим преподавателям нашей кафедры.

Выражаю признательность В. Н. Кисельникову за сделанные замечания и высказанные пожелания.

*П. Г. Романков*

# ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ И ЕДИНИЦЫ ИЗМЕРЕНИЯ

Величина	Обозначение	Единицы измерения
Вес	$P$	$\frac{H}{\text{кг/кг}}$
Влагосодержание воздуха	$x$	$\text{кг/кг}$
Влажность воздуха относительная	$\Phi$	
Влажность материала	$u, u'$	$\text{кг/кг}$
Время	$\tau$	$\text{с, ч}$
Высота	$H, h$	$\text{м}$
Вязкости коэффициент:		
динамический	$\mu$	$\text{Па}\cdot\text{с}$
кинематический	$\nu$	$\text{м}^2/\text{с}$
Давление, парциальное	$p$	$\text{Па}$
Давление насыщенного пара	$P$	$\text{Па}$
Давление смеси газов общее	$\Pi$	$\text{Па}$
Диаметр	$D, d$	$\text{м}$
Диффузии коэффициент	$D$	$\text{м}^2/\text{с}$
Длина	$L, l$	$\text{м}$
Концентрация (доля):		
мольная	$x, y$	
массовая	$\bar{x}, \bar{y}$	
мольная относительная	$X, Y$	
массовая относительная	$\bar{X}, \bar{Y}$	
Концентрация объемная:		
мольная	$C$	$\text{кмоль/м}^3$
массовая	$\bar{C}$	$\text{кг/м}^3$
Масса мольная	$M$	$\text{кг/кмоль}$
Массоотдачи коэффициент	$\beta_x, \beta_y$	$\text{кг}/[\text{м}^2\cdot\text{с (ед. дв. силы)}]$ ; $\text{кмоль}/[\text{м}^2\cdot\text{с (ед. дв. силы)}]$
Массопередачи коэффициент	$K_x, K_y$	$\text{кг}/[\text{м}^2\cdot\text{с (ед. дв. силы)}]$ ; $\text{кмоль}/[\text{м}^2\cdot\text{с (ед. дв. силы)}]$
Местного сопротивления коэффициент	$\zeta$	
Мощность	$N$	$\text{Вт}$
Напор:		
скоростной	$h_{ск}$	$\text{м}$
статический	$h_{ст}$	$\text{м}$
Объем	$V$	$\text{м}^3, \text{дм}^3, \text{л}$
Объем удельный	$v$	$\text{м}^3/\text{кг}$
Объемного расширения коэффициент	$\beta$	$\text{К}^{-1}$

Величина	Обозначение	Единицы измерения
Периметр	$P$	м
Плотность	$\rho$	кг/м <sup>3</sup>
Площадь поперечного сечения	$f, S$	м <sup>2</sup>
Площадь поверхности	$F$	м <sup>2</sup>
Полезного действия коэффициент	$\eta$	
Порозность слоя	$\epsilon$	
Производительность насоса, вентилятора	$Q$	м <sup>3</sup> /с, м <sup>3</sup> /ч
Радиус	$R, r$	м
Расход:		
массовый	$G, L, M$	кг/с
объемный	$V$	м <sup>3</sup> /с
Расхода коэффициент	$\alpha$	
Скорость	$w$	м/с
Скорость угловая	$\omega$	рад/с
Температура	$T, t, \theta$	К, °С
Температуропроводности коэффициент	$a$	м <sup>2</sup> /с
Теплоты расход	$Q$	Вт
Теплоемкость удельная	$c$	Дж/(кг·К)
Теплонапряжение, удельная тепловая нагрузка	$q$	Вт/м <sup>2</sup>
Теплоотдачи коэффициент	$\alpha$	Вт/(м <sup>2</sup> ·К)
Теплопередачи коэффициент	$K$	Вт/(м <sup>2</sup> ·К)
Теплопроводности коэффициент	$\lambda$	Вт/(м·К)
Теплота парообразования удельная	$r$	Дж/кг
Трения коэффициент	$\lambda$	
Флегмы число	$R$	
Холодильный коэффициент	$\epsilon$	
Частота вращения	$n$	об/с, с <sup>-1</sup>
Ширина	$B, b$	м
Энтальпия удельная	$I, i$	Дж/кг



Целевой установкой практических занятий по курсу процессов и аппаратов является обучение студентов методике расчета и проектирования химической аппаратуры путем рассмотрения примеров и решения конкретных задач.

При расчете аппаратов приходится применять различные физические величины, пользоваться данными о физических свойствах веществ (плотность, вязкость, теплопроводность и т. п.). Все эти величины могут быть измерены и выражены в тех или иных единицах.

В СССР с 1 января 1980 г. принята для всех областей науки, техники и народного хозяйства Международная система единиц (СИ), основными единицами которой являются: длины — метр (м), массы — килограмм (кг), времени — секунда (с), силы электрического тока — ампер (А), температуры — Кельвин (К), силы света — кандела (кд), количества вещества — моль. Кроме того, стандартом предусмотрены две дополнительные единицы: единица плоского угла — радиан (рад) и единица телесного угла — стерадиан (ср).

Остальные единицы-производные образуются на базе основных. Размер производных единиц определяется с помощью физических уравнений, выражающих связь между величинами.

Сопоставление важнейших единиц системы СИ с единицами других систем и внесистемными дано в Приложении — табл. LVIII.

Приступая к решению задачи, следует изобразить схему устройства, обозначить на ней все размеры и величины, отметить стрелками направления движения потоков и разобраться в условиях работы установки.

Затем следует выписать все данные задачи, написать основные расчетные уравнения, наметить путь решения, разбив задачу на ряд частных вопросов, выписать нужные численные значения различных физических свойств.

Подставив в расчетные уравнения числовые значения, проверить правильность подстановки, после чего приступить к арифметическим вычислениям.

Ответ следует подвергнуть критике с точки зрения соответствия полученного результата практическим условиям работы рассчитываемой установки или аппарата.

Полезно решить задачу в общем виде и исследовать результаты, выясняя влияние тех или иных факторов, входящих в условия задачи.

Во время групповых занятий студенты должны научиться пользоваться основными справочниками, объединяющими опыт большого числа исследователей и проектировщиков (Справочник химика, Справочник физико-химических и технологических величин Технической энциклопедии, Справочник механика химического завода), а также ГОСТами и каталогами.

Выработка навыков к ведению технического расчета является главной задачей расчетных упражнений по курсу. Погрешность обычного инженерного расчета  $\sim 5\%$ .

Применение персонального компьютера или логарифмической линейки является обязательным. Несколько задач следует решить с применением ЭВМ (составить программу) — см. примеры расчетов в гл. 4, 7, 10.

Для более четкой проработки курса целесообразно иметь две тетради: одну для групповых занятий, другую для самостоятельной домашней работы — решения задач и зарисовки эскизов главных аппаратов и их деталей.

Отчетливое изложение, систематический ход вычислений, аккуратность записи — условия, несоблюдение которых ведет к непроизводительной трате времени студента и преподавателя.

В заключение рассмотрим несколько примеров на установление единиц измерения и соотношений между ними.

1. Найти единицу измерения динамического коэффициента вязкости в СИ.

Уравнение Ньютона для силы трения  $P$  между параллельно движущимися слоями жидкости имеет вид:

$$P = \mu F \frac{dw}{dy},$$

где  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости;  $F$  — площадь трения;  $dw/dy$  — градиент скорости.

Решив это уравнение относительно  $\mu$ , получаем следующую единицу измерения  $\mu$ :

$$[\mu] = \left[ \frac{P dy}{F dw} \right] = \frac{\text{Н} \cdot \text{с} \cdot \text{м}}{\text{м}^2 \cdot \text{м}} = \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = \text{Па} \cdot \text{с} = \frac{\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{с}}{\text{с}^2 \cdot \text{м}^2} = \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}}.$$

2. Найти единицу измерения коэффициента теплопроводности в СИ.

Для установления теплового потока  $Q$  через однородную плоскую стенку можно написать:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} F \Delta t,$$

где  $\lambda$  — коэффициент теплопроводности;  $\delta$  — толщина стенки;  $F$  — поверхность, через которую передается теплота;  $\Delta t$  — разность температур по обе стороны стенки.

Решив это уравнение относительно  $\lambda$ , получим:

$$[\lambda] = \left[ \frac{Q\delta}{F\Delta t} \right] = \frac{\frac{\text{Дж}}{\text{с}} \cdot \text{м}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} = \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}.$$

3. Найти соотношение между единицами измерения динамического коэффициента вязкости в системах СИ и СГС:

$$1 \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} = \frac{1000\text{г}}{100 \cdot \text{см} \cdot \text{с}} = 10 \frac{\text{г}}{\text{см} \cdot \text{с}} = 10\text{П} = 1000 \text{ сП};$$

$$1 \text{ сП} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

4. Установить соотношение между единицами измерения коэффициента теплопроводности  $\frac{\text{ккал}}{\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$  и  $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$ :

$$1 \frac{\text{ккал}}{\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}} = \frac{4190\text{Дж}}{\text{м} \cdot 3600 \cdot \text{с} \cdot \text{К}} = 1,163 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}.$$

5. Исходя из того, что 1 английский фунт = 0,454 кг и  $1 ^\circ\text{C} = 1,8 ^\circ\text{F}$ , установить соотношение между ВТУ (британской тепловой единицей), ккал и Дж; 1 ВТУ — это количество теплоты, которое нужно затратить, чтобы нагреть 1 фунт воды на  $1 ^\circ\text{F}$ . Удельная теплоемкость воды в британской системе единиц  $c = 1 \frac{\text{ВТУ}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}}$ .

Искомое соотношение найдем с помощью известной формулы:

$$Q = cM(t_2 - t_1),$$

где  $Q$  — количество теплоты, затраченное на нагревание  $M$  кг воды;  $c$  — удельная теплоемкость воды;  $t_1$  и  $t_2$  — начальная и конечная температуры.

Из уравнений

$$Q = 1 \frac{\text{ВТУ}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} 1 \text{ lb} \cdot 1 ^\circ\text{F} = 1 \text{ ВТУ}$$

и

$$Q = 1 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}} 0,454 \text{ кг} \frac{1}{1,8} ^\circ\text{C} = 0,252 \text{ ккал}$$

следует, что  $1 \text{ ВТУ} = 0,252 \text{ ккал}$ .

Так как  $1 \text{ ккал} = 4190 \text{ Дж}$ , то  $1 \text{ ВТУ} = 0,252 \cdot 4190 \text{ Дж} = 1055 \text{ Дж}$ .

6. Выразить коэффициент теплопередачи  $K = 50 \frac{\text{ВТУ}}{\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}}$  в  $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$ .

Поскольку  $1 \text{ ВТУ} = 1055 \text{ Дж}$ ;  $1 \text{ ft} = 0,305 \text{ м}$ ;  $1 ^\circ\text{F} = 0,56 \text{ К}$ , то

$$K = 50 \frac{1055\text{Дж}}{(0,305\text{м})^2 \cdot 3600 \text{ с} \cdot 0,56\text{К}} = 50 \cdot 5,6 \frac{\text{Дж}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{К}} = 280 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

## ОСНОВЫ ПРИКЛАДНОЙ ГИДРАВЛИКИ

## ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Удельный вес (вес единицы объема)  $\gamma$  и плотность (масса единицы объема)  $\rho$  связаны зависимостью:

$$\gamma = \rho g, \quad (1.1)$$

где  $g = 9,81 \text{ м/с}^2$  — ускорение свободного падения.

Так как в СИ за единицу массы (кг) принята масса некоторого эталона, а в технической системе (МКГСС) за единицу силы (кгс) принят вес этого же эталона, то плотность в единицах СИ ( $\text{кг/м}^3$ ) численно равняется удельному весу в единицах системы МКГСС ( $\text{кгс/м}^3$ ).

Относительной плотностью (относительным удельным весом)  $\Delta$  называется отношение плотности (удельного веса) вещества к плотности (удельному весу) воды:

$$\Delta = \rho/\rho_{\text{в}} = \gamma/\gamma_{\text{в}}. \quad (1.2)$$

В интервале температур от 0 до 100 °С плотность воды  $\rho_{\text{в}}$  с достаточной для технических расчетов точностью можно считать равной  $\rho_{\text{в}} = 1000 \text{ кг/м}^3$ .

Плотность смеси жидкостей, при смешении которых не происходит существенных физико-химических изменений, приближенно можно рассчитать, принимая, что объем смеси равен сумме объемов компонентов:

$$\frac{1}{\rho_{\text{см}}} = \frac{\bar{x}_1}{\rho_1} + \frac{\bar{x}_2}{\rho_2} + \dots, \quad (1.3)$$

где  $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots$  — массовые доли компонентов смеси;  $\rho_{\text{см}}, \rho_1, \rho_2, \dots$  — плотности смеси и ее компонентов.

По аналогичной формуле

$$\frac{1}{\rho_0} = \frac{\bar{x}}{\rho_{\text{ТВ}}} + \frac{1 - \bar{x}}{\rho_{\text{Ж}}} \quad (1.4)$$

рассчитывают плотность суспензии  $\rho_0$ .

Здесь  $\bar{x}$  — массовая доля твердой фазы в суспензии;  $\rho_{\text{ТВ}}$  и  $\rho_{\text{Ж}}$  — плотности твердой и жидкой фаз.

2. На основании уравнений Клапейрона \*, плотность  $\rho$  любого газа при температуре  $T$  и давлении  $p$  может быть рассчитана по формуле:

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} = \frac{M}{22,4} \frac{273 p}{T p_0}, \quad (1.5)$$

где  $\rho_0 = M/22,4$  кг/м<sup>3</sup> — плотность газа при нормальных условиях\*\*;  $M$  — молярная масса газа, кг/кмоль;  $T$  — температура, К.

Давление  $p$  и  $p_0$  должны быть выражены в одинаковых единицах.

Плотность смеси газов:

$$\rho_{\text{см}} = y_1 \rho_1 + y_2 \rho_2 + \dots,$$

где  $y_1, y_2, \dots$  — объемные доли компонентов газовой смеси;  $\rho_1, \rho_2, \dots$  — соответствующие плотности компонентов.

3. Давление  $p$  столба жидкости высотой  $h$  при плотности жидкости  $\rho$  равняется:

$$p = \rho g h. \quad (1.6)$$

Здесь  $p$  выражено в Па;  $\rho$  — в кг/м<sup>3</sup>;  $g$  — в м/с<sup>2</sup>;  $h$  — в м.

Исходя из этого уравнения, получаем следующие соотношения между единицами давления:

$$1 \text{ атм} = 760 \text{ мм рт. ст.} = \rho g h = 13\,600 \cdot 9,81 \cdot 0,76 = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па} =$$

$$= 1,033 \cdot 10^4 \text{ мм вод. ст.} = 1,033 \cdot 10^4 \text{ кгс/м}^2 = 1,033 \text{ кгс/см}^2;$$

$$1 \text{ кгс/см}^2 = 10^4 \text{ кгс/м}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 735 \text{ мм рт. ст.} = 10^4 \text{ мм вод. ст.}$$

4. Основное уравнение гидростатики:

$$p = p_0 + \rho g h, \quad (1.7)$$

где  $p$  — гидростатическое давление на глубине  $h$  (в м) от поверхности жидкости, Па;  $p_0$  — давление на поверхность жидкости, Па.

Сила давления жидкости на плоскую стенку  $P$  (в Н):

$$P = (p_0 + \rho g h_c) F, \quad (1.8)$$

где  $p_0$  — давление на поверхность жидкости, Па;  $h_c$  — глубина погружения центра тяжести стенки под уровнем жидкости, м;  $\rho$  — плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $F$  — площадь поверхности стенки, м<sup>2</sup>;  $g = 9,81$  м/с<sup>2</sup> — ускорение свободного падения.

\* В уравнении Клапейрона для 1 кмоль газа  $pV = RT$  газовая постоянная  $R = \frac{p_0 V_0}{T_0} = \frac{760 \cdot 133,3 \cdot 22,4}{273} = 8310$  Дж/(кмоль·К).

\*\* Т. е. при  $T_0 = 0^\circ\text{C} = 273,15$  К в  $p_0 = 760$  мм рт. ст. =  $1,013 \cdot 10^5$  Па.

5. Единицы измерения динамического коэффициента вязкости \*:

$$[\mu]_{\text{СИ}} = \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = \text{Па} \cdot \text{с} = \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}};$$

$$[\mu]_{\text{МКГСС}} = \frac{\text{кгс} \cdot \text{с}}{\text{м}^2};$$

$$[\mu]_{\text{СГС}} = \frac{\text{дин} \cdot \text{с}}{\text{см}^2} = \frac{\text{г}}{\text{см} \cdot \text{с}} = \text{П (пуаз)}.$$

Соотношение между обычно применяемыми единицами измерения  $\mu$ :

$$1 \text{ сП} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = \frac{1}{9810} \frac{\text{кгс} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}.$$

Кинематический коэффициент вязкости  $\nu$  (в  $\text{м}^2/\text{с}$ ) связан с динамическим коэффициентом вязкости  $\mu$  соотношением:

$$\nu = \mu/\rho. \quad (1.9)$$

6. Значения  $\mu$  для жидкостей при различных температурах можно определить по номограмме, приведенной на рис. V (см. Приложение).

При отсутствии экспериментальных данных динамический коэффициент вязкости многих органических жидкостей (при  $20^\circ\text{C}$ ) приближенно может быть вычислен по следующей эмпирической формуле:

$$\lg(\lg \mu) = (\Sigma A_n + \Sigma p) \frac{\rho}{10^3 M} - 2,9, \quad (1.10)$$

где  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости жидкости при атмосферном давлении и  $20^\circ\text{C}$ , мП;  $\rho$  — плотность жидкости,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $M$  — молярная масса,  $\text{кг}/\text{кмоль}$ ;  $A$  — число одноименных атомов в молекуле органического соединения;  $n$  — численное значение атомной константы;  $p$  — поправка на группировку атомов и характер связи между ними.

Атомные константы  $n$  и численные значения поправок  $p$  приведены в табл. X (см. Приложение).

Для определения  $\mu$  по уравнению (1.10) удобна номограмма (рис. I, стр. 553), на которой величина  $\lg(\lg \mu)$  обозначена через  $y$ . Если  $y$  — величина положительная, следует пользоваться правой шкалой, при отрицательном значении  $y$  — левой. Каждому значению  $y$  соответствует значение  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости жидкости при  $20^\circ\text{C}$ .

7. Для определения динамического коэффициента вязкости газов при различных температурах можно использовать номограмму, приведенную на рис. VI.

\* Часто динамический коэффициент вязкости сокращенно называют просто вязкостью.

Динамический коэффициент вязкости газовых смесей может быть вычислен по приближенной формуле:

$$\frac{M_{\text{см}}}{\mu_{\text{см}}} = \frac{y_1 M_1}{\mu_1} + \frac{y_2 M_2}{\mu_2} + \dots, \quad (1.11)$$

где  $M_{\text{см}}$ ,  $M_1$ ,  $M_2$ , ... — молярные массы смеси газов и отдельных компонентов;  $\mu_{\text{см}}$ ,  $\mu_1$ ,  $\mu_2$ , ... — соответствующие динамические коэффициенты вязкости;  $y_1$ ,  $y_2$ , ... — объемные доли компонентов в смеси.

Для вычисления  $\mu_{\text{см}}$  для газов применяется также следующая эмпирическая формула, проверенная на ряде газовых смесей (коксовый газ, генераторный газ и др.) при атмосферном давлении:

$$\mu_{\text{см}} = \frac{y_1 \mu_1 \sqrt{M_1 T_{\text{кр}1}} + y_2 \mu_2 \sqrt{M_2 T_{\text{кр}2}} + \dots}{y_1 \sqrt{M_1 T_{\text{кр}1}} + y_2 \sqrt{M_2 T_{\text{кр}2}} + \dots}. \quad (1.12)$$

Здесь  $\mu_{\text{см}}$  — динамический коэффициент вязкости смеси при температуре  $t$ ;  $\mu_1$ ,  $\mu_2$ , ... — динамические коэффициенты вязкости компонентов при температуре  $t$ ;  $y_1$ ,  $y_2$ , ... — объемные доли компонентов;  $M_1$ ,  $M_2$ , ... — молярные массы компонентов;  $T_{\text{кр}1}$ ,  $T_{\text{кр}2}$ , ... — критические температуры компонентов, К.

В табл. XI приведены значения  $\sqrt{MT_{\text{кр}}}$  для различных газов.

Изменение динамического коэффициента вязкости газов с температурой выражается формулой:

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left( \frac{T}{273} \right)^{3/2}, \quad (1.13)$$

где  $\mu_0$  — динамический коэффициент вязкости при 0 °С;  $T$  — температура, К;  $C$  — постоянная Сатерленда [13, т. 1] — см. табл. V.

8. Для смеси нормальных (неассоциированных) жидкостей значение  $\mu_{\text{см}}$  может быть вычислено по формуле:

$$\lg \mu_{\text{см}} = x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2 + \dots, \quad (1.14)$$

где  $\mu_1$ ,  $\mu_2$ , ... — динамические коэффициенты вязкости отдельных компонентов;  $x_1$ ,  $x_2$ , ... — молярные доли компонентов в смеси.

В соответствии с аддитивностью текучестей компонентов динамический коэффициент вязкости смеси нормальных жидкостей определяется уравнением:

$$\frac{1}{\mu_{\text{см}}} = \frac{x_{v1}}{\mu_1} + \frac{x_{v2}}{\mu_2} + \dots, \quad (1.14a)$$

где  $x_{v1}$ ,  $x_{v2}$ , ... — объемные доли компонентов в смеси.

Динамический коэффициент вязкости разбавленных суспензий  $\mu_0$  может быть рассчитан по формулам: при концентрации твердой фазы менее 10% (об.)

$$\mu_0 = \mu_{\text{ж}} (1 + 2,5\varphi); \quad (1.15)$$

при концентрации твердой фазы до 30% (об.)

$$\mu_c = \mu_{ж} \frac{0,59}{(0,77 - \varphi)^2}, \quad (1.15a)$$

Здесь  $\mu_{ж}$  — динамический коэффициент вязкости чистой жидкости;  $\varphi$  — объемная доля твердой фазы в суспензии.

9. Для нахождения динамического коэффициента вязкости жидкости по динамическому коэффициенту вязкости эталонного вещества может быть применено правило линейности однозначных химико-технологических функций, установленное К. Ф. Павловым. На основании правила линейности получаем \*:

$$\frac{t_{\mu_1} - t_{\mu_2}}{\Theta_{\mu_1} - \Theta_{\mu_2}} = K = \text{const}, \quad (1.16)$$

где  $t_{\mu_1}$  и  $t_{\mu_2}$  — температуры жидкости;  $\Theta_{\mu_1}$  и  $\Theta_{\mu_2}$  — температуры эталонного вещества, при которых его динамические коэффициенты вязкости равны соответствующим динамическим коэффициентам вязкости жидкости  $\mu_1$  и  $\mu_2$ .

Для многих жидкостей зависимость между  $\lg \mu$  и  $1/T$  практически линейна:

$$\lg \mu = a + \frac{b}{T}, \quad (1.16a)$$

где  $a$  и  $b$  — индивидуальные константы жидкости;  $T$  — температура, К.

Как следует из последнего уравнения, будет линейна и зависимость между логарифмами динамических коэффициентов вязкости двух жидкостей А и В (при одинаковых температурах):

$$\frac{\lg \mu_{A, T_1} - \lg \mu_{A, T_2}}{\lg \mu_{B, T_1} - \lg \mu_{B, T_2}} = \text{const}. \quad (1.16b)$$

При приближенном расчете динамических коэффициентов вязкости жидкостей по правилу линейности результаты будут тем надежнее, чем ближе по своей физико-химической природе две сопоставляемые жидкости (водные растворы солей — вода, предельные углеводороды — гептан и т. п.).

10. Уравнения расхода.

Объемный расход жидкости или газа  $V$  (в м<sup>3</sup>/с):

$$V = wf. \quad (1.17)$$

Массовый расход жидкости или газа  $M$  (в кг/с):

$$M = V\rho = wf\rho. \quad (1.18)$$

Здесь  $f$  — площадь поперечного сечения потока, м<sup>2</sup>;  $w$  — средняя скорость потока, м/с;  $\rho$  — плотность жидкости или газа, кг/м<sup>3</sup>.

Для трубопровода круглого сечения уравнение (1.17) принимает вид:

$$V = 0,785d^2w,$$

где  $d$  — внутренний диаметр трубы, м.

\* Это соотношение экспериментально было найдено А. Портером.



Поток	$w$ , м/с
Газы при естественной тяге	2—4
Газы при атмосферном или близком к нему давлении в вентиляционных газоходах и трубопроводах	5—20
Жидкости при движении самотеком	0,1—0,5
Жидкости в напорных трубопроводах	0,5—2,5
Водяной пар при абсолютном давлении $p_{абс}$ :	
$\geq 4,9 \cdot 10^4$ Па (0,5 кгс/см <sup>2</sup> )	15—40
$(1,96 \div 4,9) \cdot 10^4$ Па (0,2—0,5 кгс/см <sup>2</sup> )	40—60

При заданном расходе  $V$  и принятой скорости  $w$  диаметр трубопровода определяется по уравнению:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785w}} \quad (1.19)$$

По этому уравнению построена номограмма (рис. IV).

Ориентировочные значения скоростей, принимаемых при расчетах внутриводовых трубопроводов, приведены в табл. 1.1.

Уравнение неразрывности (сплошности) для несжимаемой жидкости, протекающей по трубопроводу переменного сечения:

$$V = w_1 f_1 = w_2 f_2 = w_3 f_3 = \dots \quad (1.20)$$

**11. Основные критерии гидродинамического подобия потоков, протекающих по трубам и каналам.**

**К р и т е р и й Р е й н о л ь д с а**, характеризующий гидродинамический режим и являющийся мерой отношения сил инерции и внутреннего трения в потоке:

$$Re = wd\rho/\mu = wd/\nu, \quad (1.21)$$

где  $w$  — средняя скорость потока, м/с;  $d$  — диаметр трубопровода, м;  $\rho$  — плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости, Па·с;  $\nu$  — кинематический коэффициент вязкости, м<sup>2</sup>/с.

Для потоков, проходящих по прямым трубам, характерны следующие значения критерия Рейнольдса:

Ламинарное течение	$Re \leq 2300$
Переходная область	$2300 \leq Re \leq 10\,000$
Развитое турбулентное течение	$Re > 10\,000$

Для потоков, проходящих по изогнутым трубам (змеевикам), критическое значение  $Re_{кр}$  выше, чем в прямых трубах, и зависит от отношения  $d/D$ , где  $d$  — внутренний диаметр трубы змеевика,  $D$  — диаметр витков змеевика. Эта зависимость представлена на рис. 1.1.

Для потоков некруглого поперечного сечения в выражение для  $Re$  подставляется эквивалентный диаметр, равный учетверенному гидравлическому радиусу.

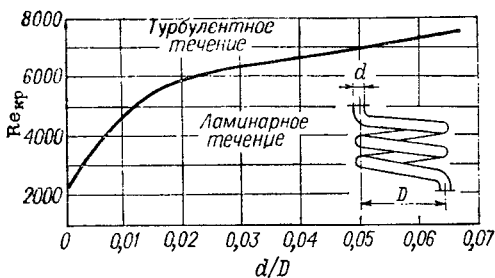


Рис. 1.1. Зависимость  $Re_{кр}$  в заземляющих от отношения  $d/D$ .

Гидравлический радиус  $r_r$  представляет собой отношение площади поперечного сечения потока  $I$  к омываемому потоком (смоченному) периметру  $\Pi$ :

$$r_r = I/\Pi. \quad (1.22)$$

Для трубы круглого сечения, сплошь заполненной жидкостью:

$$r_r = \frac{\pi d^2}{4\pi d} = \frac{d}{4}. \quad (1.23)$$

Следовательно, для потоков некруглого сечения вместо диаметра можно применять эквивалентный диаметр:

$$d_0 = 4r_r = 4I/\Pi. \quad (1.24)$$

К р и т е р и й Ф р у д а, являющийся мерой отношения сил инерции и тяжести в потоке:

$$Fr = \frac{w^2}{gd}. \quad (1.25)$$

где  $g$  — ускорение свободного падения,  $m/c^2$ .

К р и т е р и й Э й л е р а, являющийся мерой отношения сил давления и инерции в потоке:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2}, \quad (1.26)$$

где  $\Delta p$  — разность давлений (потеря давления, затраченного на преодоление гидравлического сопротивления), Па.

12. Уравнение Бернулли для невязкой (идеальной) несжимаемой жидкости:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}. \quad (1.27)$$

Для вязкой (реальной) несжимаемой жидкости:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} - h_{п} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}. \quad (1.27a)$$

Здесь  $z$  — геометрический (высотный) напор, м;  $p/(\rho g)$  — пьезометрический (статический) напор, м;  $w^2/(2g)$  — скоростью (динамический) напор, м;  $h_{п}$  — напор, потерянный на преодоление сопротивлений, м.

13. Зависимость между средней скоростью  $w$  и максимальной (осевой) скоростью  $w_{макс}$  в трубопроводе:

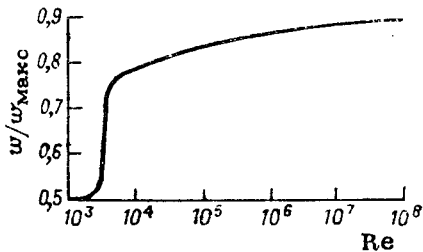
а) при ламинарном режиме  $w = 0,5w_{макс}$ ;

б) при турбулентном режиме отношение  $w/w_{макс}$  зависит от величины критерия  $Re = w_{макс} d\rho/\mu$  (рис. 1.2).

Приблизительно при турбулентном режиме  $w = (0,8 \div 0,9) w_{макс}^*$ .

\* При больших значениях  $Re$  отношение  $w/w_{макс}$  может быть и выше 0,9.

Рис. 1.2. Зависимость отношения  $w/w_{\text{макс}}$  от критерия  $Re$ .



14. Скорость истечения жидкости  $w$  (в м/с) из малого отверстия в дне или в стенке сосуда при постоянном уровне жидкости в сосуде:

$$w = \varphi \sqrt{2gH}, \quad (1.28)$$

где  $\varphi$  — коэффициент скорости, безразмерный;  $g$  — ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;  $H$  — высота уровня жидкости над центром отверстия, м.

Если давление на поверхности жидкости в сосуде ( $p_0$ , Па) и давление в пространстве, куда вытекает струя ( $p$ , Па), неодинаковы, то в формулу (1.28) вместо  $H$  надо подставить величину  $H' = H + \frac{p_0 - p}{\rho g}$ , где  $\rho$  — плотность вытекающей жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Объемный расход жидкости  $V$  (в м<sup>3</sup>/с), вытекающей через отверстие площадью  $f_0$  (в м<sup>2</sup>), при постоянном уровне жидкости в сосуде и при  $p_0 = p$  составляет:

$$V = \alpha f_0 \sqrt{2gH}. \quad (1.29)$$

Здесь  $\alpha$  — безразмерный коэффициент расхода, представляющий собой произведение коэффициента скорости  $\varphi$  и коэффициента сжатия струи  $\varepsilon$ :

$$\alpha = \varphi \varepsilon. \quad (1.30)$$

15. Время опорожнения  $\tau$  (в с) открытого сосуда, имеющего постоянную площадь поперечного сечения  $f$ , через отверстие площадью  $f_0$  может быть подсчитано по уравнению:

$$\tau = \frac{2f \sqrt{H}}{\alpha f_0 \sqrt{2g}}, \quad (1.31)$$

где  $H$  — начальный уровень жидкости над отверстием, м.

16. Измерение расхода жидкости или газа нормальной диафрагмой (рис. 1.3).

Объемный расход жидкости или газа  $V$  (в м<sup>3</sup>/с):

$$V = \alpha k f_0 \sqrt{2 \frac{\Delta p}{\rho}} = \alpha k f_0 \sqrt{2gH \frac{\rho_m - \rho}{\rho}}. \quad (1.32)$$

где  $\alpha$  — коэффициент расхода нормальной диафрагмы в гладком (нешероховатом) трубопроводе (табл. XV);  $k$  — поправочный множитель, учитывающий шероховатость стенок трубопровода (средние значения  $k$  для трубопроводов приведены в табл. XVI; для гидравлически гладких трубопроводов  $k = 1$ );  $f_0 = 0,785 d_0^2$  — площадь отверстия диафрагмы, м<sup>2</sup>;  $d_0$  — диаметр отверстия, м;  $H$  — разность уровней жидкости в дифманометре, присоединенном к диафрагме, м;  $\rho_m$  — плотность жидкости в дифманометре, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho$  — плотность жидкости (или газа), протекающей по трубопроводу, кг/м<sup>3</sup>.

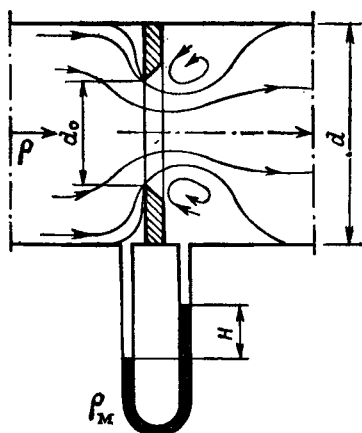


Рис. 1.3. Схема измерения расхода с помощью диафрагмы.

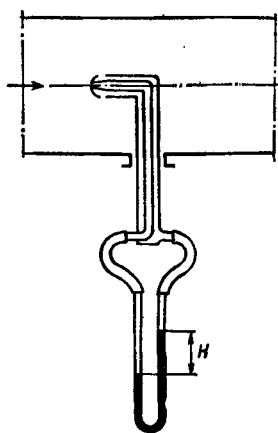


Рис. 1.4. Схема измерения скоростного давления с помощью трубы Пито—Прандтля.

Так как коэффициент расхода диафрагмы  $\alpha$  зависит от  $Re = wd/v$ , а значение  $Re$  заранее неизвестно, то при измерении расхода  $V$  следует принять по табл. XV среднее значение  $\alpha$  для данного  $m$ . Затем, вычислив  $V$ , определяют значение  $Re$ , уточняя величину  $\alpha$  и, если нужно, корректируют расчет.

17. Измерение расхода жидкости или газа с помощью пневмометрической трубки Пито — Прандтля (рис. 1.4).

Трубку Пито — Прандтля устанавливают точно по оси трубопровода и при помощи присоединенного к ней дифманометра находят величину  $\Delta p = H (\rho_m - \rho) g = \Delta p_{ск}$ . Затем рассчитывают максимальную (осевую) скорость потока  $w_{макс} = \sqrt{2gH (\rho_m - \rho)/\rho}$ , определяют величину  $Re = w_{макс} d \rho / \mu$  и по графику (рис. 1.2) находят отношение  $w/w_{макс}$ , из которого вычисляют среднюю скорость  $w$ .

Расход жидкости или газа определяют по формуле (1.17):

$$V = wf,$$

где  $f$  — площадь поперечного сечения трубопровода,  $m^2$ .

18. Мощность  $N$  (в кВт), потребляемая двигателем насоса (или вентилятора), рассчитывается по формуле:

$$N = \frac{V \Delta p}{1000 \eta} = \frac{V \rho g H_n}{1000 \eta}. \quad (1.33)$$

Здесь  $V$  — объемный расход жидкости или газа,  $m^3/c$ ;  $\Delta p$  — повышение давления, сообщаемое насосом (вентилятором) перекачиваемому потоку и равное полному гидравлическому сопротивлению сети\*, Па;  $H_n$  — напор, создаваемый

\* Сетью называется та система трубопроводов и аппаратов, через которую насос (вентилятор) прокачивает жидкость (газ). Давление, полученное жидкостью от насоса, полностью расходуется на преодоление всех гидравлических сопротивлений сети.

насосом,  $m$ ;  $\rho$  — плотность жидкости,  $\text{кг/м}^3$ ;  $g = 9,81 \text{ м/с}^2$  — ускорение свободного падения;  $\eta$  — общий к. п. д. насосной (вентиляционной) установки — см. формулу (2.4).

При перекачивании жидкостей насосами уравнение (1.33) справедливо при любых  $\Delta p$ , а для газов лишь при  $\Delta p \leq 0,981 \times 10^4 \text{ Па}$ , или  $0,1 \text{ кгс/см}^2$  (вентиляторы). Если для газов  $\Delta p \gg 0,981 \cdot 10^4 \text{ Па}$  (газодувки, компрессоры), то расход энергии подсчитывается по термодинамическим формулам — см. гл. 2.

При расчете по уравнению (1.33) мощности, потребляемой насосом или вентилятором, величину  $\Delta p$ , равную полному гидравлическому сопротивлению сети, подсчитывают как сумму следующих слагаемых:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{ск}} + \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}} + \Delta p_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}}, \quad (1.34)$$

где  $\Delta p_{\text{ск}}$  — затрата давления на создание скорости потока на выходе из сети (скорость в пространстве всасывания равна нулю);  $\Delta p_{\text{тр}}$  — потеря давления на преодоление сопротивления трения;  $\Delta p_{\text{м.с}}$  — потеря давления на преодоление местных сопротивлений;  $\Delta p_{\text{под}} = \rho g h_{\text{под}}$  — затрата давления на подъем жидкости;  $\Delta p_{\text{доп}} = p_2 - p_1$  — разность давлений в пространстве нагнетания ( $p_2$ ) и в пространстве всасывания ( $p_1$ ).

### 19. Затрата давления на создание скорости потока:

$$\Delta p_{\text{ск}} = \omega^2 \rho / 2, \quad (1.35)$$

где  $\omega$  — скорость потока в трубе,  $\text{м/с}$ ;  $\rho$  — плотность жидкости (газа),  $\text{кг/м}^3$ .

### 20. Потеря давления на трение в прямых трубах и каналах.

А. Изотермический поток (рис. 1.5 и 1.6).

Температура протекающей по трубе жидкости (газа) постоянна.

Расчетная формула:

$$\Delta p_{\text{тр}} = \lambda \frac{L}{d_0} \frac{\omega^2 \rho}{2}, \quad (1.36)$$

или в критериальной форме (для данной шероховатости стенки трубы):

$$Eu = C Re^m \Gamma. \quad (1.37)$$

В этих формулах  $\lambda$  — коэффициент трения, безразмерный (его значение в общем случае зависит от режима течения и шероховатости стенки трубы  $e$ );  $d_0$  — эквивалентный диаметр,  $\text{м}$  (для трубы круглого сечения  $d_0 = d$ );  $L$  — длина трубы,  $\text{м}$ ;  $\omega$  — скорость потока,  $\text{м/с}$ ;  $\rho$  — плотность жидкости или газа,  $\text{кг/м}^3$ ;  $Eu = \Delta p_{\text{тр}} / (\rho \omega^2)$ ;  $Re = \omega d_0 \rho / \mu$ ;  $\Gamma = L / d_0$ .

Значение коэффициента трения  $\lambda$  определяют по данным рис. 1.5\* и 1.6 или по нижеследующим формулам.

1. *Ламинарное течение* ( $Re < 2300$ ). Коэффициент  $\lambda$  не зависит от шероховатости стенки трубы, а зависит только от  $Re$ : для труб круглого сечения

$$\lambda = 64 / Re; \quad (1.38)$$

\* На рис. 1.5 пунктиром показана граница так называемой автомодельной области, в которой коэффициент трения  $\lambda$  не зависит от критерия  $Re$  и определяется только величиной отношения  $d_0/e$ .

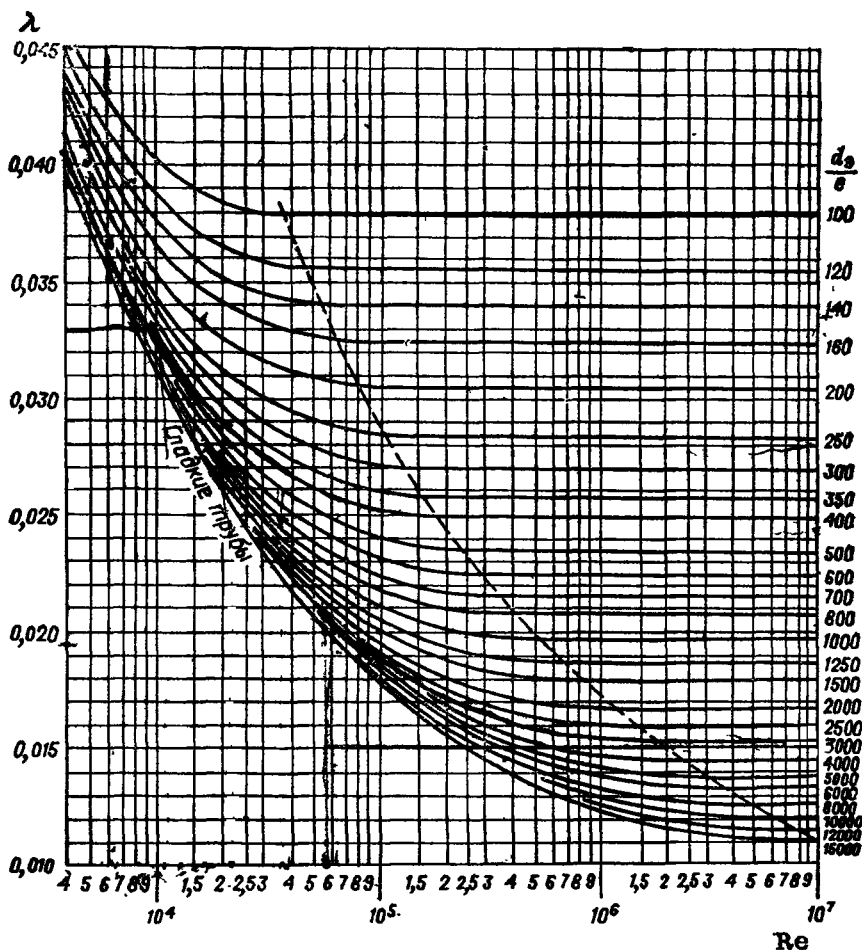


Рис. 1.5. Зависимость коэффициента трения  $\lambda$  от критерия  $Re$  и степени шероховатости  $d_s/\epsilon$ :  
 $d_s$  — эквивалентный диаметр, м;  $\epsilon$  — средняя высота выступов шероховатости на внутренней поверхности трубы, м.

для каналов некруглого сечения

$$\lambda = A/Re. \quad (1.38a)$$

Значения  $A$  для сечений различной формы приведены в табл. XIV.

При изотермическом ламинарном течении жидкостей и газов по трубам потеря давления на трение может быть рассчитана также по формуле Гагена — Пуазейля:

$$\Delta p_{тр} = 32 \frac{w\mu L}{d^3}. \quad (1.39)$$

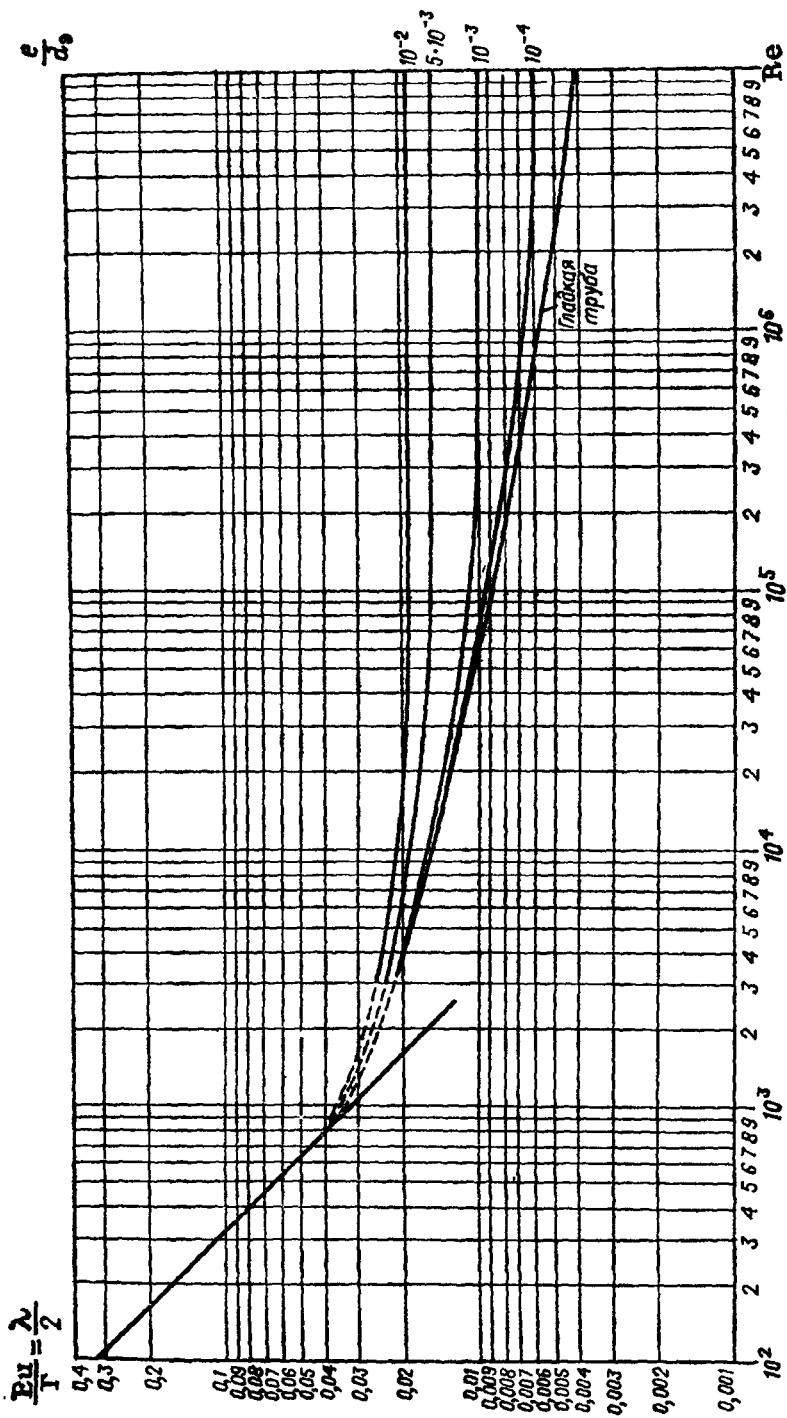


Рис. 1.6. Зависимость отношения  $E\lambda/\Gamma = \lambda/2$  от критерия  $Re$  и относительной шероховатости  $e/d_0$ .

11. Турбулентное течение ( $Re \gg 2300$ ). 1. Гидравлически гладкие трубы (стеклянные, медные, свинцовые):

$$\lambda = 0,316/Re^{0,25}. \quad (1.40)$$

Формула (1.40) действительна при  $Re < 100\,000$ .

2. Гидравлически шероховатые трубы (стальные, чугунные).

Безразмерной геометрической характеристикой гидравлически шероховатых труб кроме отношения  $L/d_0$  является относительная шероховатость, т. е. отношение средней высоты выступов (бугорков)  $e$  на стенках трубы к ее эквивалентному диаметру  $d_0$ :

$$\varepsilon = e/d_0. \quad (1.41)$$

Применяется также и обратная величина  $(d_0/e)$ .

Ориентировочные средние значения шероховатости стенок труб  $e$  (в мм) приведены в табл. XII.

Формула для расчета коэффициента трения  $\lambda$  в шероховатых трубах

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[ \frac{\varepsilon}{3,7} + \left( \frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right] \quad (1.42)$$

применима и для автомодельной области, если второе слагаемое в квадратных скобках приравнять нулю.

Б. Неизотермический поток.

При неизотермическом течении, когда протекающая по трубе жидкость нагревается или охлаждается (температура стенки трубы отличается от температуры жидкости), следует правые части формул (1.38) и (1.40) умножать на безразмерные поправочные коэффициенты  $x$  [4.1]:

для ламинарного режима

$$x = \left( \frac{Pr_{ст}}{Pr_{ж}} \right)^{1/3} \left[ 1 + 0,22 \left( \frac{Gr_{ж} Pr_{ж}}{Re_{ж}} \right)^{0,15} \right]; \quad (1.43)$$

для турбулентного режима в технически гладких трубах

$$x = \left( \frac{Pr_{ст}}{Pr_{ж}} \right)^{1/3}, \quad (1.44)$$

где  $Re_{ж}$ ,  $Pr_{ж}$ ,  $Gr_{ж}$  — критерии Рейнольдса, Прандтля и Грасгофа (см. стр. 151), вычисленные для средней температуры жидкости;  $Pr_{ст}$  — критерий Прандтля, вычисленный для жидкости при температуре стенки трубы.

Так как для газов значение критерия  $Pr$  с изменением температуры практически остается постоянным, то поправочный коэффициент  $x$  по формуле (1.44) для газов равен единице.

С повышением температуры у капельных жидкостей значения критерия  $Pr$  уменьшаются (рис. XIII), поэтому поправочный коэффициент  $(Pr_{ст}/Pr_{ж})^{1/3}$  при охлаждении жидкости ( $t_{ст} < t_{ж}$ ) больше единицы, а при нагреве жидкости ( $t_{ст} \gg t_{ж}$ ) меньше единицы.

21. Потеря давления на трение в изогнутой трубе (змеевике)  $\Delta p_{вм}$  больше, чем в прямой трубе  $\Delta p_{пр}$ :

$$\Delta p_{вм} = \Delta p_{пр} \Psi. \quad (1.45)$$



Безразмерный поправочный коэффициент  $\psi \gg 1$  вычисляют по формуле:

$$\psi = 1 + 3,54 \frac{d}{D}, \quad (1.46)$$

где  $d$  — внутренний диаметр трубы;  $D$  — диаметр витка змеевика (см. рис. 1.1).

22. Потеря давления на преодоление местных сопротивлений (колена, диафрагмы, запорные приспособления, внезапные расширения или сужения и т. п.).

Потеря давления в каждом местном сопротивлении является суммой двух потерь: на трение и дополнительной потери, вызванной изменением направления или площади поперечного сечения потока. Так как при расчете сопротивления трения  $\Delta p_{\text{тр}}$  учитывают всю длину трубопровода  $L$  (включая местные сопротивления), то  $\Delta p_{\text{м.с}}$  в уравнении (1.34) представляет собой сумму этих дополнительных потерь давления.

Расчет потерь давления на местные сопротивления осуществляется по формуле:

$$\Delta p_{\text{м.с}} = \sum \zeta \frac{w^2 \rho}{2}, \quad (1.47)$$

где  $\zeta$  — коэффициент местного сопротивления, безразмерный (его значения для некоторых местных сопротивлений приведены в табл. XIII).

Иногда применяется другой способ расчета, по которому потеря давления в местном сопротивлении приравнивается гидравлическому сопротивлению прямой трубы эквивалентной длины:

$$\Delta p_{\text{м.с}} = \lambda \frac{L_{\text{э}}}{d} \frac{w^2 \rho}{2} = \lambda n \frac{w^2 \rho}{2}. \quad (1.48)$$

Здесь  $L_{\text{э}} = nd$  — эквивалентная длина прямой трубы, имеющей такое же гидравлическое сопротивление, как и данное местное сопротивление;  $n$  — коэффициент (безразмерный), значения которого приводятся в справочниках (например, для вентиля нормального  $n = 100 \div 120$ , для вентиля прямого  $n = 10 \div 20$ ).

23. Если сеть представляет собой трубопровод постоянного поперечного сечения, то скорость жидкости (газа) постоянна по длине трубопровода и полное гидравлическое сопротивление сети  $\Delta p_{\text{с}}$  в соответствии с уравнением (1.34) будет равно

$$\Delta p_{\text{с}} = \frac{w^2 \rho}{2} \left( 1 + \frac{\lambda L}{d_0} + \Sigma \zeta \right) + \rho g h_{\text{под}} + (p_2 - p_1) \quad (1.49)$$

или при втором способе расчета потерь на местные сопротивления:

$$\Delta p_{\text{с}} = \frac{w^2 \rho}{2} \left[ 1 + \frac{\lambda (L + \Sigma L_{\text{э}})}{d_0} \right] + \rho g h_{\text{под}} + (p_2 - p_1). \quad (1.50)$$

24. Гидравлическое сопротивление пучков труб при поперечном омывании их потоком.

$\varphi^\circ$	90	80	70	60	50	40	30	10
$b$	1	1	0,95	0,83	0,69	0,53	0,38	0,15

Коридорные пучки:

$$Eu = b(3 + 4,5m) \left(\frac{s_1}{d}\right)^{-0,23} Re^{-0,26}. \quad (1.51)$$

Шахматные пучки:

$$\text{при } \frac{s_1}{d} < \frac{s_2}{d}$$

$$Eu = b(2 + 3,3m) Re^{-0,26}; \quad (1.52)$$

$$\text{при } \frac{s_1}{d} \geq \frac{s_2}{d}$$

$$Eu = b(2,7 + 1,7m) Re^{-0,26}. \quad (1.53)$$

В этих формулах  $b$  — поправочный коэффициент, зависящий от угла атаки  $\varphi$  (угол между осью трубы и направлением движения потока) и определяемый по табл. 1.2;  $m$  — число рядов труб в пучке в направлении движения потока;  $d$  — наружный диаметр трубы;  $s_1$  и  $s_2$  — поперечный и продольный шаги.

Скорость потока подсчитывают по самому узкому сечению пучка; значения физико-химических свойств берут для средней температуры потока. Критерий  $Re$  рассчитывается по наружному диаметру трубы.

25. Гидравлическое сопротивление кожухотрубчатых теплообменников.

Для трубного пространства теплообменника, а также для межтрубного пространства без поперечных перегородок (см. рис. 1.21):

$$\Delta p = \lambda \frac{nL}{d} \frac{w^2 \rho}{2} + \sum \zeta \frac{w^2 \rho}{2}, \quad (1.54)$$

где  $L$  — длина одного хода, м;  $n$  — число ходов. Остальные обозначения те же, что и в предыдущих формулах.

Для коэффициентов местных сопротивлений  $\zeta$  в кожухотрубчатых теплообменниках принимают следующие значения:

#### Трубное пространство

Входная или выходная камера . . . . .	1,5
Поворот на $180^\circ$ между ходами или секциями . . . . .	2,5
Вход в трубы или выход из них . . . . .	1,0

#### Межтрубное пространство

Вход в межтрубное пространство или выход из него . . . . .	1,5
Поворот на $180^\circ$ через перегородку в межтрубном пространстве . . . . .	1,5
Поворот на $90^\circ$ в межтрубном пространстве . . . . .	1,0

При наличии поперечных перегородок в межтрубном пространстве (см. рис. 4.4) гидравлическое сопротивление в нем определяют по формулам (1.51)–(1.53) \*.

Скорости жидкости (газа) в штуцерах обычно близки к скоростям в трубах или в межтрубном пространстве. Если же скорость в штуцерах больше, то потери давления при входе в теплообменник и выходе из него рассчитывают по скорости в штуцерах.

26. Гидравлическое сопротивление скрубберных насадок.

Сопротивление слоя сухой (неорошаемой) насадки высотой  $H$ :

$$\Delta p_{\text{сух}} = \lambda \frac{H}{d_0} \frac{\omega_{\Gamma}^2 \rho}{2}, \quad (1.55)$$

где  $\lambda$  — коэффициент сопротивления при прохождении газа через слой насадки, безразмерный;  $H$  — высота слоя насадки, м;  $d_0$  — эквивалентный диаметр, м;  $\omega_{\Gamma}$  — скорость газа в свободном сечении насадки (действительная), м/с;  $\rho$  — плотность газа, кг/м<sup>3</sup>.

Эквивалентный диаметр можно выразить через характеристики насадки — свободный объем  $V_{\text{св}}$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> (численно равный свободному сечению в м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>) и удельную поверхность  $\sigma$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>:

$$d_0 = 4f/\Pi = 4V_{\text{св}}/\sigma. \quad (1.56)$$

Действительная скорость газа  $\omega_{\Gamma}$  связана с фиктивной скоростью  $\omega$  (отнесенной к полному поперечному сечению аппарата) зависимостью:

$$\omega_{\Gamma} = \omega/V_{\text{св}}. \quad (1.57)$$

По данным Н. М. Жаворонкова, для неупорядоченной насадки из колец (навалом):

$$\text{при } Re_{\Gamma} < 40 \quad \lambda = 140/Re_{\Gamma}; \quad (1.58)$$

$$\text{при } Re_{\Gamma} > 40 \quad \lambda = 16/Re_{\Gamma}^{0,2}, \quad (1.59)$$

где  $Re_{\Gamma} = \omega_{\Gamma} d_0 \rho / \mu = 4\omega\rho/(\sigma\mu)$ .

Расчет гидравлического сопротивления орошаемых насадок более сложен — см. формулы и графики, приведенные в [6.1 и 6.3].

27. Гидравлическое сопротивление тарельчатых колонных аппаратов.

Сопротивление барботажной тарелки  $\Delta p$  рассчитывают как сумму трех слагаемых:

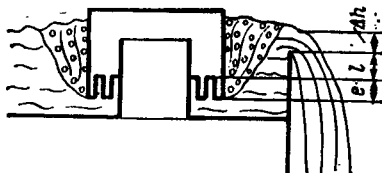
$$\Delta p = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{\text{гж}}. \quad (1.60)$$

\* Применяется также формула

$$\zeta = 3m/Re^{0,2},$$

где  $m$  — число рядов труб в направлении движения потока.

Рис. 1.7. Схема колпачковой тарелки.



Здесь  $\Delta p_{\text{сух}}$  — сопротивление сухой тарелки;  $\Delta p_{\sigma}$  — сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения;  $\Delta p_{\text{гж}}$  — сопротивление газожидкостного слоя на тарелке.

Сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta p_{\text{сух}} = \zeta \frac{\omega_0^2 \rho_{\text{г}}}{2}, \quad (1.61)$$

где  $\omega_0$  — скорость газа в прорезях колпачка или в отверстиях тарелки, м/с;  $\rho_{\text{г}}$  — плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $\zeta$  — коэффициент сопротивления, равный:

Для колпачковых тарелок . . . . .	4,5—5,0
Для ситчатых тарелок:	
со свободным сечением отверстий 7—10 % . .	1,82
»   »   »   »   »   11—25 % . .	1,45
Для решетчатых провальных тарелок . . . . .	1,4—1,5

Сопротивление, вызываемое силами поверхностного натяжения:

$$\Delta p_{\sigma} = 4\sigma/d_{\text{э}}, \quad (1.62)$$

Здесь  $\sigma$  — поверхностное натяжение, Н/м;  $d_{\text{э}}$  — эквивалентный диаметр отверстия, м. Для колпачковых тарелок  $d_{\text{э}} = 4f/\Pi$  ( $f$  — площадь свободного сечения прорези,  $\Pi$  — периметр прорези), для ситчатых и дырчатых провальных тарелок  $d_{\text{э}}$  равен диаметру отверстия, а для решетчатых провальных тарелок — удвоенной ширине щели.

Сопротивление газожидкостного слоя (при тех скоростях газа, которые применяются в тарельчатых массообменных колоннах — см. гл. 6 и 7):

а) на колпачковой тарелке

$$\Delta p_{\text{гж}} = 1,3k\rho_{\text{ж}} \left( l + \frac{e}{2} + \Delta h \right) g, \quad (1.63)$$

где  $g$  — ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;  $k$  — относительная плотность газожидкостного слоя (пены) [при расчетах принимают приблизительно  $k = 0,5$ ];  $\rho_{\text{ж}}$  — плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $l$  — расстояние от верхнего края прорезей до сливного порога, м (рис. 1.7);  $e$  — высота прорези;  $\Delta h$  — высота уровня жидкости над сливным порогом, м;

б) на ситчатой тарелке

$$\Delta p_{\text{гж}} = 1,3gk\rho_{\text{ж}} (h_{\text{п}} + \Delta h), \quad (1.64)$$

где  $h_{\text{п}}$  — высота сливного порога, м (см. рис. 7.18).

Величина  $\Delta h$  определяется по формуле истечения через водослив с учетом плотности пены:

$$\Delta h = \left( \frac{V_{\text{ж}}}{1,85\Pi k} \right)^{2/3}, \quad (1.65)$$

где  $V_{\text{ж}}$  — объемный расход жидкости, м<sup>3</sup>/с;  $\Pi$  — периметр слива, м;  $k = 0,5$  (см. выше).

## ПРИМЕРЫ

**Пример 1.1.** Относительный удельный вес нефти 0,89. Определить плотность нефти в СИ и в системе МКГСС.

**Решение.** 1) СИ. Согласно уравнению (1.2),  $\Delta = \rho/\rho_{\text{в}} = \gamma/\gamma_{\text{в}}$ , поэтому

$$\rho = \Delta \rho_{\text{в}} = 0,89 \cdot 1000 = 890 \text{ кг/м}^3.$$

2) МКГСС:

$$\gamma = \Delta \gamma_{\text{в}} = 0,89 \cdot 1000 = 890 \text{ кгс/м}^3.$$

По уравнению (1.1)

$$\rho = \gamma/g = 890/9,81 = 90,6 \text{ кгс} \cdot \text{с}^2/\text{м}^4.$$

**Пример 1.2.** Определить в СИ плотность диоксида азота при  $\rho_{\text{изб}} = 10 \text{ кгс/см}^2$  и  $t = 20^\circ\text{C}$ . Атмосферное давление 760 мм рт. ст. (1,03 кгс/см<sup>2</sup>; 101,3 кПа).

**Решение.** По уравнению (1.5)

$$\rho = \frac{M}{22,4} \frac{273p}{T\rho_0} = \frac{46 \cdot 273 \cdot 11,03}{22,4 \cdot 293 \cdot 1,03} = 20,5 \text{ кг/м}^3.$$

**Пример 1.3.** Определить плотность воздуха при вакууме (т. е. разрежении) 440 мм рт. ст. (58,6 кПа) и температуре  $-40^\circ\text{C}$ . Атмосферное давление в данном случае принять равным 750 мм рт. ст. (99,97 кПа).

**Решение.** Мольная масса воздуха (79% азота и 21% кислорода по объему):

$$M = 0,79 \cdot 28 + 0,21 \cdot 32 = 28,8 \text{ кг/кмоль}.$$

По формуле (1.5)

$$\rho = \frac{M}{22,4} \frac{273p}{T\rho_0} = \frac{28,8 \cdot 273 (750 - 440)}{22,4 \cdot 233 \cdot 760} = 0,615 \text{ кг/м}^3.$$

**Пример 1.4.** По трубам одноходового кожухотрубчатого теплообменника (число труб  $n = 100$ , наружный диаметр труб 20 мм, толщина стенки 2 мм) проходит воздух при средней температуре  $50^\circ\text{C}$  и давлении (по манометру)  $2 \text{ кгс/см}^2$  со скоростью 9 м/с. Барометрическое давление 740 мм рт. ст. Определить: а) массовый расход воздуха; б) объемный расход воздуха при рабочих условиях; в) объемный расход воздуха при нормальных условиях.

**Решение.** Плотность воздуха при нормальных условиях  $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$  (табл. V).

Рабочее давление (абсолютное):

$$p = p_{\text{бар}} + p_{\text{ман}} = 740 \cdot 133,3 + 98 \cdot 100 \cdot 2 = 294 \cdot 800 \text{ Па},$$

или

$$p = p_{\text{бар}} + p_{\text{ман}} = 740 + 735 \cdot 2 = 2210 \text{ мм рт. ст.}$$

Соотношения между единицами измерения см. табл. LVIII.  
Плотность воздуха при рабочих условиях:

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{\rho_0 T} = 1,293 \frac{294 \cdot 800 \cdot 273}{101 \cdot 300 (273 + 50)} = 3,18 \text{ кг/м}^3,$$

или 
$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0T} = 1,293 \frac{2210 \cdot 273}{760(273 + 50)} = 3,18 \text{ кг/м}^3.$$

Массовый расход воздуха по уравнению (1.18):

$$M = V\rho = \omega f\rho = \omega n \cdot 0,785d^2\rho = 9 \cdot 100 \cdot 0,785 \cdot 0,016^2 \cdot 3,18 = 0,57 \text{ кг/с.}$$

Объемный расход воздуха при рабочих условиях:

$$V = M/\rho = 0,57/3,18 = 0,18 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Объемный расход воздуха, приведенный к нормальным условиям:

$$V_0 = M/\rho_0 = 0,57/1,293 = 0,44 \text{ м}^3/\text{с.}$$

**Пример 1.5.** В открытом резервуаре находится жидкость с относительной плотностью 1,23. Манометр, присоединенный в некоторой точке к стенке резервуара, показывает давление  $p_{\text{изб}} = 0,31 \text{ кгс/см}^2$ . На какой высоте над данной точкой находится уровень жидкости в резервуаре?

**Решение.** Высота уровня жидкости в резервуаре над точкой присоединения манометра определяется уравнением (1.7):

$$h = \frac{p - p_0}{\rho g}.$$

По условию:  $p - p_0 = 0,31 \text{ кгс/см}^2 = 0,31 \cdot 10^4 \cdot 9,81 \text{ Па.}$

Плотность жидкости:  $\rho = 1,23 \cdot 1000 = 1230 \text{ кг/м}^3.$

Отсюда 
$$h = \frac{0,31 \cdot 10^4 \cdot 9,81}{1230 \cdot 9,81} = 2,52 \text{ м.}$$

**Пример 1.6.** Вакуумметр на барометрическом конденсаторе показывает вакуум, равный 60 см рт. ст. Барометрическое давление 748 мм рт. ст. Определить: а) абсолютное давление в конденсаторе в Па и в кгс/см<sup>2</sup>; б) на какую высоту  $H$  поднимается вода в барометрической трубе (рис. 1.8).

**Решение.** Абсолютное давление в конденсаторе:

$$p = 748 - 600 = 148 \text{ мм рт. ст.} = 148 \cdot 133,3 = 19700 \text{ Па;}$$

$$p = \frac{19700}{9,81 \cdot 10^4} = 0,201 \text{ кгс/см}^2.$$

Высоту столба воды в барометрической трубе найдем из уравнения:

$$p_{\text{бар}} = p + H\rho g.$$

Откуда

$$H = \frac{p_{\text{бар}} - p}{\rho g} = \frac{600 \cdot 133,3}{1000 \cdot 9,81} = 8,16 \text{ м.}$$

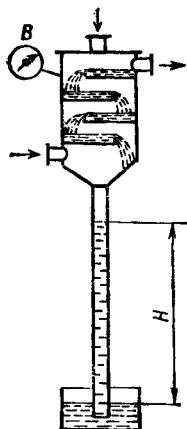
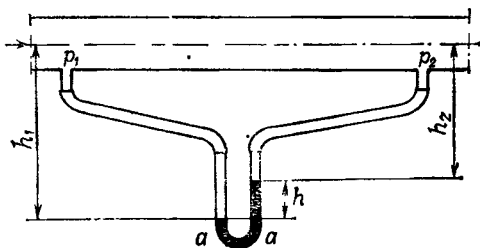


Рис. 1.8 (к примеру 1.6).

**Пример 1.7.** К двум точкам горизонтального трубопровода присоединен U-образный стеклянный дифманометр, заполненный ртутью. Разность уровней ртути в дифманометре  $h = 26$  мм. Какова раз-



ность давлений в этих точках, если по трубопроводу проходит: а) вода; б) воздух при  $20^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении?

**Решение.** Из условия равенства давлений на уровне  $a-a$  слева и справа (рис. 1.9)

$$p_1 + h_1 \rho g = p_2 + h_2 \rho g + h \rho_M g$$

находим, заменяя  $h_2$  через  $(h_1 - h)$ :

$$p_1 - p_2 = h (\rho_M - \rho) g,$$

где  $\rho$  — плотность жидкости в трубопроводе (и в присоединительных трубах);  $\rho_M$  — плотность жидкости в дифманометре.

По условию задачи  $h = 0,026$  м,  $\rho_M = 13\,600$  кг/м<sup>3</sup>.

а) Для воды:

$$\rho = 1000 \text{ кг/м}^3,$$

$$p_1 - p_2 = 0,026 (13\,600 - 1000) 9,81 = 3220 \text{ Па}.$$

б) Для воздуха:

$$\rho = \frac{29 \cdot 273}{22,4 \cdot 293} = 1,2 \text{ кг/м}^3;$$

$$p_1 - p_2 = 0,026 (13\,600 - 1,2) 9,81 \approx 0,026 \cdot 13\,600 \cdot 9,81 = 3470 \text{ Па}.$$

Из последнего равенства следует, что при измерении разности давлений в газовых потоках жидкостными дифференциальными манометрами поправкой на плотность газа можно пренебречь, так как плотность газа (при давлениях, близких к атмосферному) очень мала по сравнению с плотностью жидкости.

**Пример 1.8.** Колокол мокрого газохранилища (газгольдера) для азота диаметром 6 м весит с дополнительным балластом 2900 кгс (рис. 1.10). Пренебрегая потерей в весе погруженной в воду части колокола, определить избыточное давление газа в наполненном газохранилище.

**Решение.** Площадь горизонтальной проекции колокола:

$$0,785 \cdot 6^2 = 28,2 \text{ м}^2.$$

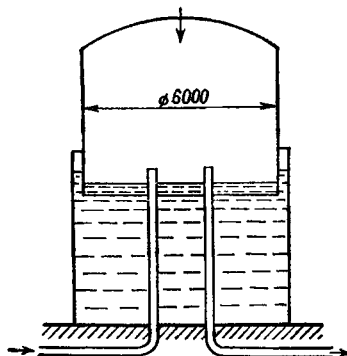


Рис. 1.10 (к примеру 1.8).

Давление в газохранилище:

$$p_{\text{изб}} = \frac{2900 \cdot 9,81}{28,2} = 1010 \text{ Па,}$$

или

$$\frac{1010}{9,81 \cdot 10^4} \approx 0,01 \text{ кгс/см}^2.$$

**Пример 1.9.** Определить кинематический коэффициент вязкости диоксида углерода при  $t = 30^\circ\text{C}$  и  $p_{\text{абс}} = 5,28 \text{ кгс/см}^2$ .

**Решение.** Пренебрегая зависимостью динамического коэффициента вязкости от давления, находим по графику (рис. VI для диоксида углерода при  $30^\circ\text{C}$ ):  $\mu = 0,015 \text{ сП} = 0,015 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ .  
Определяем плотность диоксида углерода:

$$\rho = \frac{44 \cdot 273 \cdot 5,28}{22,4 \cdot 303 \cdot 1,033} = 9,05 \text{ кг/м}^3.$$

Кинематический коэффициент вязкости:

$$\nu = \mu/\rho = 0,015 \cdot 10^{-3} / 9,05 = 1,66 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

**Пример 1.10.** Предполагая отсутствие экспериментальных данных, вычислить приближенно динамический коэффициент вязкости нитробензола ( $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$ ) при  $20^\circ\text{C}$ .

**Решение.** Воспользуемся эмпирической зависимостью (1.10) Мольная масса нитробензола 123 кг/кмоль; плотность 1200 кг/м<sup>3</sup> (табл. IV). Вычисляем сумму атомных констант  $\sum A_n$  (табл. X)

$$\sum A_n = 6 \cdot 50,2 + 5 \cdot 2,7 + 1 \cdot 37 + 2 \cdot 29,7 = 411,1.$$

Вычисляем сумму структурных поправок  $\sum p$  по пунктам 1, 3 4 и 16 табл. X:

$$\sum p = 3(-15,5) + 1(-21,0) + 1(-17,0) + 1(-16,4) = -100,9.$$

Тогда

$$K = \sum A_n + \sum p = 411,1 - 100,9 = 310,2.$$

Далее

$$\lg(\lg \mu) = K \frac{\rho}{10^3 M} - 2,9 = 310,2 \frac{1200}{10^3 \cdot 123} - 2,9 = 0,126.$$

По номограмме (рис. I) находим  $\mu = 2,15 \text{ сП} = 2,15 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  что совпадает с экспериментальными данными (рис. V).

**Пример 1.11.** Определить динамический коэффициент вязкости топочных газов, имеющих состав:  $\text{CO}_2 - 16\%$ ,  $\text{O}_2 - 5\%$ ,  $\text{N}_2 - 79\%$  (по объему). Температура газов  $400^\circ\text{C}$ , давление  $p_{\text{абс}} = 1 \text{ кгс/см}^2$

**Решение.** По номограмме (рис. VI) находим динамические коэффициенты вязкости отдельных компонентов смеси. При  $400^\circ\text{C}$

$$\mu_{\text{CO}_2} = 0,035, \mu_{\text{O}_2} = 0,039 \text{ и } \mu_{\text{N}_2} = 0,0335 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Расчет динамического коэффициента вязкости смеси сделаем по формуле (1.11):

$$\frac{M_{\text{см}}}{\mu_{\text{см}}} = \frac{0,16 \cdot 44}{0,035} + \frac{0,05 \cdot 32}{0,039} + \frac{0,79 \cdot 28}{0,0335} = 902.$$



Мольная масса смеси

$$M_{\text{см}} = 0,16 \cdot 44 + 0,05 \cdot 32 + 0,79 \cdot 28 = 30,8 \text{ кг/кмоль.}$$

Динамический коэффициент вязкости смеси:

$$\mu_{\text{см}} = 30,8/902 = 0,034 \text{ мПа} \cdot \text{с} = 0,034 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с.}$$

**Пример 1.12.** Определить кинематический коэффициент вязкости жидкости, имеющей состав: 70% (мол.) кислорода и 30% (мол.) азота при 84 К и  $\rho_{\text{абс}} = 1 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,1 \text{ МПа}$ ).

**Решение.** Считая, что жидкие кислород и азот принадлежат к классу нормальных жидкостей, динамический коэффициент вязкости смеси вычислим по формуле (1.14). При 84 К для жидкого кислорода  $\mu_1 = 22,6 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$ , а для жидкого азота  $\mu_2 = 11,8 \times 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$ . Тогда

$$\lg \mu_{\text{см}} = x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2 = 0,7 \lg (22,6 \cdot 10^{-5}) + 0,3 \lg (11,8 \cdot 10^{-5}) = \bar{6},2694,$$

откуда  $\mu_{\text{см}} = 18,6 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$ .

Массовые доли компонентов в смеси:

$$\bar{x}_1 = \frac{0,7 \cdot 32}{0,7 \cdot 32 + 0,3 \cdot 28} = 0,727; \quad \bar{x}_2 = \frac{0,3 \cdot 28}{0,7 \cdot 32 + 0,3 \cdot 28} = 0,273.$$

Плотность жидкого кислорода  $\rho_1 = 1180 \text{ кг/м}^3$ , жидкого азота  $\rho_2 = 780 \text{ кг/м}^3$ . Плотность смеси по уравнению (1.3):

$$\rho_{\text{см}} = \frac{1}{(0,727/1180) + (0,273/780)} = 1030 \text{ кг/м}^3.$$

Кинематический коэффициент вязкости смеси:

$$\nu_{\text{см}} = \mu_{\text{см}}/\rho_{\text{см}} = 18,6 \cdot 10^{-5}/1030 \approx 0,18 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

**Пример 1.13.** Вычислить динамический коэффициент вязкости суспензии бензидина в воде, если в чаш загружено на  $10 \text{ м}^3$  воды 1 т бензидина. Температура суспензии  $20^\circ \text{C}$ , относительная плотность твердой фазы 1,2.

**Решение.** Объем твердой фазы:

$$V = \frac{G}{\rho} = \frac{1000}{1,2 \cdot 1000} = 0,833 \text{ м}^3.$$

Объемная концентрация твердой фазы в суспензии:

$$\varphi = \frac{0,833}{10 + 0,833} = 0,077 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

При  $20^\circ \text{C}$  динамический коэффициент вязкости воды равен 1 мПа с, или 1 сП (табл. VI). Динамический коэффициент вязкости суспензии по формуле (1.15):

$$\mu_{\text{с}} = \mu_{\text{в}} (1 + 2,5\varphi) = 1 (1 + 2,5 \cdot 0,077) = 1,19 \text{ сП} = 1,19 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

По формуле (1.15а):

$$\mu_{\text{с}} = \mu_{\text{в}} \frac{0,59}{(0,77 - \varphi)^2} = \frac{1 \cdot 0,59}{(0,77 - 0,077)^2} = 1,23 \text{ сП} = 1,23 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

**Пример 1.14.** Известно, что динамический коэффициент вязкости хлорбензола при 20 °С равен 0,9 сП, а при 50 °С 0,6 сП. Найти, пользуясь правилом линейности, динамический коэффициент вязкости хлорбензола при 70 °С.

**Решение.** В качестве эталонной жидкости возьмем воду. Находим температуры эталонной жидкости, при которых ее динамический коэффициент вязкости равен 0,9 и 0,6 сП.

Для воды динамический коэффициент вязкости 0,9 сП соответствует температуре 25 °С, а 0,6 сП — температуре 45 °С (табл. VI). Следовательно, константа уравнения (1.16)

$$K = \frac{t_{\mu_2} - t_{\mu_1}}{\Theta_{\mu_2} - \Theta_{\mu_1}} = \frac{50 - 20}{45 - 25} = \frac{30}{20} = 1,5.$$

Далее находим температуру воды, при которой ее динамический коэффициент вязкости равен динамическому коэффициенту вязкости хлорбензола при 70 °С, из уравнения

$$1,5 = \frac{70 - 20}{\Theta_{\mu_3} - 25},$$

откуда  $\Theta_{\mu_3} = 58,4$  °С. При этой температуре находим для воды  $\mu_3 = 0,48$  сП. Следовательно, динамический коэффициент вязкости хлорбензола при 70 °С равен 0,48 сП.

Если для сравнения обратимся непосредственно к номограмме (рис. V), то найдем  $\mu = 0,46$  сП =  $0,46 \cdot 10^{-3}$  Па·с.

**Пример 1.15.** Динамический коэффициент вязкости некоторой жидкости составляет:

При $t = 34$ °С	.....	0,554 Па·с
» $t = 28$ °С	.....	0,934 »
» $t = 25$ °С	.....	1,42 »
» $t = 20$ °С	.....	2,09 »

Определить динамический коэффициент вязкости этой жидкости при  $t = 16$  °С.

**Решение.** Воспользуемся правилом линейности, взяв в качестве стандартной жидкости глицерин. Зависимость динамического коэффициента вязкости глицерина от температуры  $\mu_{гг} = f(\Theta)$  дана на рис. 1.11 (кривая АБ). По этой кривой находим температуры глицерина  $\Theta$ :

При $\mu_{гг} = 0,554$ Па·с	.....	32 °С
» $\mu_{гг} = 0,934$ »	.....	26 °С
» $\mu_{гг} = 1,42$ »	.....	21 °С
» $\mu_{гг} = 2,09$ »	.....	16 °С

Построив зависимость температуры жидкости  $t$  от температуры

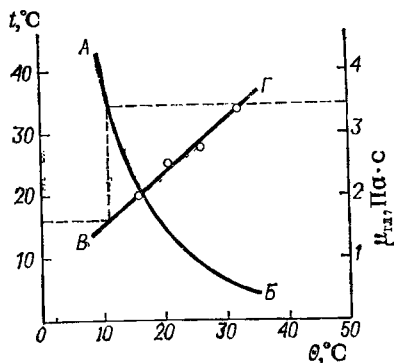


Рис. 1.11 (к примеру 1.15).

глицерина  $\Theta$  при одинаковых значениях вязкости, получаем прямую ВГ. Далее находим, как показано пунктиром, что искомый динамический коэффициент вязкости жидкости при  $t = 16^\circ\text{C}$ , равный динамическому коэффициенту вязкости глицерина при  $\Theta = 11^\circ\text{C}$ , составляет  $3,46 \text{ Па}\cdot\text{с}$ .

**Пример 1.16.** Теплообменник изготовлен из стальных труб диаметром  $76 \times 3 \text{ мм}$  \*. По трубам проходит газ под атмосферным давлением. Требуется найти необходимый диаметр труб при работе с тем же газом, но под давлением  $p_{\text{изб}} = 5 \text{ кгс/см}^2$ , если требуется скорость газа сохранить прежней при том же массовом расходе газа и том же числе труб.

**Решение.** Под давлением  $p_{\text{изб}} = 5 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,5 \text{ МПа}$ ) плотность газа в соответствии с формулой (1.5) будет в 6 раз больше, чем при атмосферном давлении. Так как массовый расход газа

$$G = V\rho = wfr$$

должен быть сохранен неизменным, то

$$w_1 n_1 \cdot 0,785 d_1^2 \rho_1 = w_2 n_2 \cdot 0,785 d_2^2 \rho_2.$$

Подставляя  $w_2 = w_1$ ,  $n_2 = n_1$ ,  $\rho_2 = 6\rho_1$ ,  $d_1 = 0,07 \text{ м}$ , получаем:  $0,07^2 = 6d_2^2$ , откуда

$$d_2 = \sqrt{0,07^2/6} = 0,0286 \text{ м} \approx 29 \text{ мм}.$$

**Пример 1.17.** Определить режим течения жидкости в межтрубном пространстве теплообменника типа «труба в трубе» (рис. 1.12) при следующих условиях: внутренняя труба теплообменника имеет диаметр  $25 \times 2 \text{ мм}$ , наружная  $51 \times 2,5 \text{ мм}$ ; массовый расход жидкости  $3730 \text{ кг/ч}$ , плотность жидкости  $1150 \text{ кг/м}^3$ , динамический коэффициент вязкости  $1,2 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ .

**Решение.** Скорость жидкости из уравнения расхода:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{3730}{1150 \cdot 3600 \cdot 0,785(0,046^2 - 0,025^2)} = 0,77 \text{ м/с}.$$

Эквивалентный диаметр кольцевого сечения по формуле (1.24):

$$d_3 = \frac{4f}{\Pi} = \frac{4\pi(D^2 - d^2)}{4\pi(D + d)} = D - d = 0,046 - 0,025 = 0,021 \text{ м},$$

где  $D$  — внутренний диаметр наружной трубы, м;  $d$  — наружный диаметр внутренней трубы, м.

Динамический коэффициент вязкости жидкости  $\mu = 1,2 \times 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ . Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,77 \cdot 0,021 \cdot 1150}{1,2 \cdot 10^{-3}} = 15500.$$

\* Первое число обозначает наружный диаметр трубы, второе — толщину стенки.

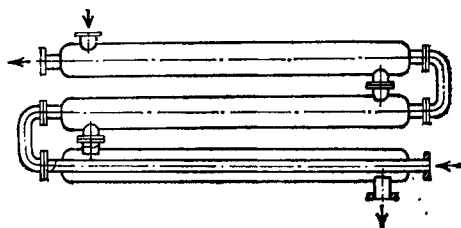


Рис. 1.12 (к примеру 1.17).

Следовательно, режим турбулентный.

**Пример 1.18.** Найти критическую скорость в прямой трубе диаметром  $51 \times 2,5$  мм: а) для воздуха при  $20^\circ\text{C}$  и  $p_{\text{абс}} = 0,1$  МПа; б) для нефтяного масла, имеющего  $\mu = 35$  мПа·с и относительную плотность 0,963.

**Решение.** Критическая скорость будет иметь место при  $Re_{\text{кр}} = 2300$ ; следовательно, из уравнения (1.21)

$$w_{\text{кр}} = \frac{2300\mu}{d\rho}.$$

а) Для воздуха:

$$w_{\text{кр}} = \frac{2300 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}}{0,046 \cdot 1,2} = 0,75 \text{ м/с},$$

где 0,018 — динамический коэффициент вязкости воздуха при  $20^\circ\text{C}$  (по рис. VI), мПа·с; 1,2 кг/м<sup>3</sup> — плотность воздуха при  $20^\circ\text{C}$  и  $p_{\text{абс}} = 0,1$  МПа по формуле (1.5).

б) Для нефтяного масла:

$$w_{\text{кр}} = \frac{2300 \cdot 35 \cdot 10^{-3}}{0,046 \cdot 963} = 1,8 \text{ м/с}.$$

**Пример 1.19.** На трубопроводе с внутренним диаметром 200 мм имеется плавный переход на диаметр 100 мм (рис. 1.13). По трубопроводу подается 1700 м<sup>3</sup>/ч (при нормальных условиях) метана при  $30^\circ\text{C}$ . Открытый в атмосферу U-образный водяной манометр, установленный на широкой части трубопровода перед сужением, показывает избыточное давление в трубопроводе, равное 40 мм вод. ст. Каково будет показание такого же манометра на узкой части трубопровода? Сопротивления пренебrecь. Атмосферное давление 760 мм рт. ст.

**Решение.** Считая приближенно плотность метана на участке трубопровода между точками присоединения манометров постоянной (что проверим в конце расчета), составляем уравнение Бернулли для несжимаемой жидкости:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g},$$

откуда находим:

$$p_1 - p_2 = \frac{w_2^2 - w_1^2}{2} \rho.$$

Определяем скорости метана в сечениях I и II, принимая, что давление в трубопроводе приблизительно равняется атмосферному:

$$w_1 = \frac{1700 \cdot 303}{3600 \cdot 273 \cdot 0,785 \cdot 0,2^2} = 16,7 \text{ м/с}.$$

По уравнению (1.20)

$$w_2 = w_1 \frac{f_1}{f_2} = 16,7 \left( \frac{200}{100} \right)^2 = 66,8 \text{ м/с}.$$

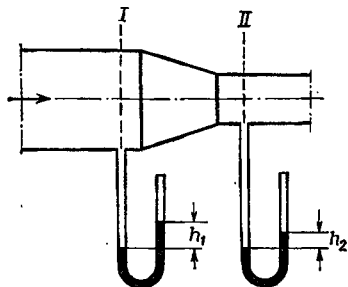


Рис. 1.13 (к примеру 1.19).

Вычисляем плотность метана:

$$\rho = \frac{MT_0}{22,4T} = \frac{16 \cdot 273}{22,4 \cdot 303} = 0,645 \text{ кг/м}^3.$$

Находим разность давлений:

$$p_1 - p_2 = \frac{(w_2^2 - w_1^2) \rho}{2} = \frac{(66,8^2 - 16,7^2) 0,645}{2} = 1354 \text{ Па},$$

или  $1354/9,81 = 138 \text{ мм вод. ст.}$ , откуда

$$p_2 = p_1 - 138 = 40 - 138 = -98 \text{ мм вод. ст.},$$

т. е. давление в сечении *II* будет меньше, чем в *I*, на 138 мм вод. ст., и манометр в сечении *II* будет показывать вакуум, равный 98 мм вод. ст. (961 Па).

Абсолютное давление в сечении *I*:

$$10\,330 + 40 = 10\,370 \text{ мм вод. ст.} = 1,037 \text{ кгс/см}^2 = 0,1017 \text{ МПа};$$

в сечении *II*:

$$10\,330 - 98 = 10\,232 \text{ мм вод. ст.} = 1,023 \text{ кгс/см}^2 = 0,1003 \text{ МПа}.$$

Принимая при вычислении скоростей и плотности метана постоянство давления в трубопроводе, мы допустили погрешность, не превышающую

$$\frac{1,037 - 1,023}{1,023} 100 \approx 1,4 \text{ \%}.$$

**Пример 1.20.** На рис. 1.14 изображен так называемый сосуд Мариотта, представляющий собой закрытый резервуар, из которого жидкость может вытекать через трубку *A*. Трубка *B* вверху открыта в атмосферу. При вытекании по трубке *A* жидкости из резервуара в его верхней части образуется вакуум, причем через трубку *B* засасывается атмосферный воздух. Вследствие этого в резервуаре на уровне *H* над трубкой *A* давление всегда будет равно атмосферному, независимо от количества жидкости в резервуаре, и истечение жидкости будет происходить под постоянным напором до тех пор, пока уровень ее не опустится ниже *H*. По указанным на рис. 1.14 размерам (в мм) определить скорость течения воды и время, за которое уровень ее снизится от начального (1400 мм) до величины  $H = 300 \text{ мм}$ . Коэффициент скорости  $\varphi = 0,82$ . Коэффициент сжатия струи  $\epsilon = 1$ .

**Решение.** По формуле (1.28) при  $p_0 = p$ :

$$w = \varphi \sqrt{2gH} = 0,82 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,3} = 1,98 \text{ м/с}.$$

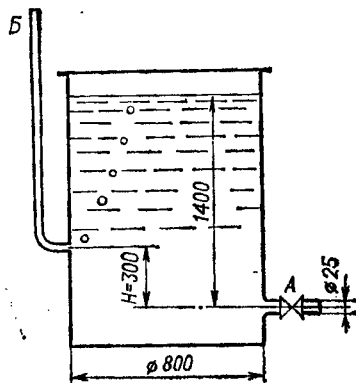


Рис. 1.14 (к примеру 1.20).

Объем воды, который вытечет из сосуда при снижении уровня от 1400 до 300 мм, составляет:

$$V = 0,785 \cdot 0,8^2 (1,4 - 0,3) = 0,553 \text{ м}^3.$$

Время истечения:

$$\tau = \frac{0,553}{0,785 \cdot 0,025^2 \cdot 1,98} = 569 \text{ с} \approx 9,5 \text{ мин.}$$

**Пример 1.21.** Цилиндрический бак диаметром 1 м наполнен водой на высоту 2 м. Отверстие для истечения в дне имеет диаметр 3 см. Определить время, необходимое для опорожнения бака.

**Решение.** Воспользуемся формулой (1.31):

$$\tau = \frac{2f \sqrt{H}}{\alpha f_0 \sqrt{2g}},$$

где  $f$  — площадь сечения сосуда,  $\text{м}^2$ ;  $f_0$  — площадь отверстия,  $\text{м}^2$ ;  $H$  — начальная высота уровня, м;  $\alpha$  — коэффициент расхода (для отверстия с незакругленными краями можно принять  $\alpha = 0,61$ ).

Подставляя заданные величины в формулу, находим:

$$\tau = \frac{2 \cdot 0,785 \cdot 1^2 \sqrt{2}}{0,61 \cdot 0,785 \cdot 0,03^2 \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 1180 \text{ с} \approx 20 \text{ мин.}$$

**Пример 1.22.** По горизонтальному гидравлически гладкому трубопроводу с внутренним диаметром 152 мм протекает вода при температуре 20 °С со средней скоростью 1,3 м/с. В трубопроводе установлена нормальная диафрагма, диаметр отверстия которой равен 83,5 мм. Определить показание ртутного дифманометра диафрагмы (см. рис. 1.3).

**Решение.** Расход воды:

$$V = \omega f = 1,3 \cdot 0,785 \cdot 0,152^2 = 0,0236 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega d}{\nu} = \frac{1,3 \cdot 0,152}{1,01 \cdot 10^{-6}} = 195 \text{ 000,}$$

где  $\nu$  — кинематический коэффициент вязкости воды при 20 °С (табл. XXXIX),  $\text{м}^2/\text{с}$ .

Определяем коэффициент расхода диафрагмы  $\alpha$ , который зависит от величины критерия  $Re$  и от значения  $m = (d_0/d)^2 = (83,5/152)^2 \approx 0,3$ . По табл. XV находим  $\alpha \approx 0,635$ .

Исходя из формулы (1.32) и принимая  $k = 1$ , получаем:

$$\begin{aligned} \sqrt{H} &= \frac{V}{\alpha f_0 \sqrt{2g \frac{\rho_M - \rho}{\rho}}} = \frac{0,0236}{0,635 \cdot 0,785 \cdot 0,0835^2 \sqrt{2 \cdot 9,81 \frac{13 \text{ 600} - 1000}{1000}}} = \\ &= 0,432, \end{aligned}$$

откуда  $H = 0,188 \text{ м} = 188 \text{ мм}$ .

**Пример 1.23.** Показание водяного дифманометра трубки Пито — Прандтля (см. рис. 1.4), установленной по оси горизон-

тального воздухопровода, составляет 13 мм. Определить расход воздуха, если температура его 40 °С, диаметр трубопровода 159 × 6 мм, а перед трубкой имеется прямой участок длиной 7 м. Давление воздуха атмосферное.

**Решение.** Плотность воздуха при 40 °С:

$$\rho = 1,293 (273/313) = 1,13 \text{ кг/м}^3.$$

Максимальная (осевая) скорость воздуха определяется из выражения:

$$w_{\text{макс}} = \sqrt{2 \Delta p_{\text{сн}} / \rho} = \sqrt{2 \cdot 13 \cdot 9,81 / 1,13} = 15,07 \text{ м/с}.$$

Этой скорости соответствует значение критерия Рейнольдса

$$Re = \frac{w_{\text{макс}} d \rho}{\mu} = \frac{15,07 \cdot 0,147 \cdot 1,13}{0,019 \cdot 10^{-3}} = 132 \text{ 000}.$$

Длина прямого участка стабилизации потока до трубки Пито — Прандтля должна быть не менее 40 диаметров:  $40 \cdot 0,147 = 5,9$  м. Это условие соблюдено, так как имеется прямой участок трубопровода протяженностью 7 м. По рис. 1.2 для  $Re = 132 \text{ 000}$  отношение средней скорости к максимальной  $w/w_{\text{макс}} \approx 0,85$ .

Средняя скорость:

$$w = 0,85 \cdot 15,07 = 12,8 \text{ м/с}.$$

Расход воздуха:

$$V = 0,785 \cdot 0,147^2 \cdot 12,8 = 0,217 \text{ м}^3/\text{с} = 780 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

**Пример 1.24.** Дымовые газы из печной установки, расположенной в Ленинграде, отводятся через дымовую трубу высотой 19 м. Состав газов:  $\text{CO}_2$  — 12,7%,  $\text{O}_2$  — 4,9%,  $\text{N}_2$  — 77,5%,  $\text{H}_2\text{O}$  — 4,9% (по объему). Площадь поперечного сечения дымовой трубы равна площади поперечного сечения горизонтального газохода. Средняя температура газов в газоходе и дымовой трубе 250 °С. Найти скорость газов, если сумма коэффициентов сопротивлений газохода и дымовой трубы:

$$\frac{\lambda_r L_r}{d_a} + \frac{\lambda_T H}{d} + \Sigma \zeta = 27,3,$$

где  $\lambda_r$  и  $\lambda_T$  — коэффициенты трения;  $L_r$  — длина газохода;  $d_a$  — эквивалентный диаметр газохода;  $d$  — внутренний диаметр дымовой трубы;  $H$  — высота трубы;  $\Sigma \zeta$  — сумма коэффициентов местных сопротивлений.

**Решение.** Плотность газа при нормальных условиях:

$$\rho_0 = \frac{M}{22,4} = \frac{1}{22,4} (44 \cdot 0,127 + 32 \cdot 0,049 + 28 \cdot 0,775 + 18 \cdot 0,049) = 1,328 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность газа при 250 °С:

$$\rho_T = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1,328 \frac{273}{273 + 250} = 0,693 \text{ кг/м}^3.$$

В летних условиях средняя температура воздуха в Ленинграде  $17,5^{\circ}\text{C}$  (табл. XL). Плотность воздуха при этой температуре:

$$\rho_{\text{в}} = 1,293 \frac{273}{273 + 17,5} = 1,216 \text{ кг/м}^3.$$

По уравнению Бернулли (при плоскости отсчета, проведенной на уровне газохода):

$$p_{\text{бар}' } + \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2} = p_{\text{бар}''} + \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2} + \rho_{\text{г}} g H + \Delta p_{\text{пот}},$$

где  $p_{\text{бар}'}$  — барометрическое давление на уровне горизонтального газохода;  $p_{\text{бар}''}$  — барометрическое давление у верхнего края дымовой трубы;  $w$  — скорость газа;  $H$  — высота дымовой трубы;  $\Delta p_{\text{пот}}$  — суммарные потери давления (суммарное сопротивление газохода и дымовой трубы).

В левой части уравнения Бернулли рассматривается сечение, проведенное через начало газохода, в правой — через верхний край дымовой трубы.

Барометрическое давление на уровне горизонтального газохода:

$$p_{\text{бар}' } = p_{\text{бар}''} + \rho_{\text{в}} g H.$$

Подставляем это значение в уравнение Бернулли и получаем:

$$\Delta p_{\text{пот}} = (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{г}}) g H.$$

Сопротивление газохода и дымовой трубы:

$$\Delta p_{\text{пот}} = \left( \frac{\lambda_{\text{г}} L_{\text{г}}}{d_3} + \frac{\lambda_{\text{т}} H}{d} + \Sigma \zeta \right) \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2} = 27,3 \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2}.$$

Следовательно,

$$27,3 \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2} = (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{г}}) g H.$$

Подставляем численные значения:

$$27,3 \frac{0,693 w^2}{2} = (1,216 - 0,693) 9,81 \cdot 19.$$

Отсюда находим скорость газа в газоходе и дымовой трубе в летних условиях:

$$w = 3,2 \text{ м/с.}$$

Аналогично может быть подсчитана скорость газа в зимних условиях (для Ленинграда средняя температура  $-7,7^{\circ}\text{C}$ ). В зимних условиях  $w = 3,5 \text{ м/с}$ .

**Пример 1.25.** Определить потерю давления на трение в змеевике (рис. 1.15), по которому проходит вода со скоростью  $1 \text{ м/с}$ . Змеевик сделан из бывшей в употреблении стальной трубы диаметром  $43 \times 2,5 \text{ мм}$ . Диаметр витка змеевика  $1 \text{ м}$ . Число витков  $10$ . Средняя температура воды  $30^{\circ}\text{C}$ .

**Решение.** Потерю давления на трение находим по формуле (1.36) для прямой трубы, а затем вводим поправочный коэффи-



Рис. 1.15 (к примеру 1.25).

коэффициент для змеевика по формуле (1.46). Предварительно определяем режим течения. Динамический коэффициент вязкости воды при 30 °С равен 0,8 мПа·с (табл. VI). Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{1 \cdot 0,038 \cdot 1000}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 47\,500.$$

Для цельнотянутой стальной трубы с незначительной коррозией  $e = 0,2$  мм (табл. XII). Тогда отношение  $d_3/e = 38/0,2 = 190$ . По графику (рис. 1.5) при  $Re = 47\,500$  и  $d_3/e = 190$  находим  $\lambda = 0,0316$ . Приблизительно длина змеевика равна:

$$L = \pi D n = 3,14 \cdot 1 \cdot 10 = 31,4 \text{ м.}$$

Потеря напора на преодоление трения в прямой трубе:

$$\Delta p_{\text{тр}} = \lambda \frac{L}{d} \frac{\rho w^2}{2} = 0,0316 \frac{31,4}{0,038} \frac{1000 \cdot 1^2}{2} = 13\,100 \text{ Па.}$$

По формуле (1.46) находим поправочный коэффициент:

$$\psi = 1 + 3,54 \frac{d}{D} = 1 + 3,54 \frac{0,038}{1} = 1,134.$$

Следовательно, для змеевика:

$$\Delta p_{\text{зм}} = \Delta p_{\text{тр}} \psi = 13\,100 \cdot 1,134 = 14\,800 \text{ Па} = 1510 \text{ мм вод. ст.}$$

**Пример 1.26.** 30 т/ч нитробензола при 20 °С перекачиваются насосом из бака с атмосферным давлением в реактор, где поддерживается избыточное давление 0,01 МПа (рис. 1.16). Трубопровод выполнен из стальных труб диаметром 89 × 4 мм с незначительной коррозией. Длина всего трубопровода, включая местные сопротивления, 45 м. На трубопроводе установлены: диафрагма ( $d_0 = 51,3$  мм), две задвижки и четыре отвода под углом 90° с радиусом изгиба 160 мм. Высота подъема жидкости 15 м. Найти мощность, потребляемую насосом, приняв общий к. п. д. его равным 0,65.

Решение. Массовый расход нитробензола:

$$M = 30\,000/3600 = 8,34 \text{ кг/с.}$$

Объемный расход:

$$V = M/\rho = 8,34/1200 = 0,00695 \text{ м}^3/\text{с},$$

где  $\rho = 1200$  кг/м<sup>3</sup> — плотность нитробензола (табл. IV).

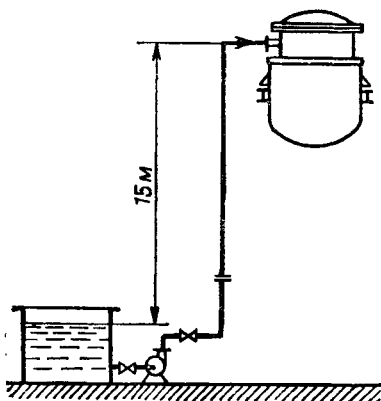


Рис. 1.16 (к примеру 1.26)

Скорость нитробензола:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{0,00695}{0,785 \cdot 0,081^2} = 1,35 \text{ м/с.}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{1,35 \cdot 0,081 \cdot 1200}{2,1 \cdot 10^{-3}} = 62500,$$

где  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости нитробензола (рис. V).

Определяем коэффициент трения. По табл. XII шероховатость стальных труб с незначительной коррозией  $e = 0,2$  мм. По рис. 1.5 для  $d/e = 0,081/0,0002 = 405$  и  $Re = 62500$  находим  $\lambda = 0,0257$ .

Коэффициенты местных сопротивлений, взятые из табл. XIII, сводим в табличку:

Вид сопротивления	$\Sigma \zeta$
Вход жидкости из бака в трубопровод (труба с острыми краями)	0,5
Диафрагма [ $m = (51,3/81)^2 = 0,4$ ]	8,25
Задвижка ( $\zeta = 0,5$ )	$2 \cdot 0,5 = 1,0$
Отвод (при $\varphi = 90^\circ$ и $R_0/d = 160/81 \approx 2$ ): $\zeta = AB = 1 \cdot 0,15 = 0,15$	$4 \cdot 0,15 = 0,6$
	10,35

Общее гидравлическое сопротивление трубопровода (сети) по уравнению (1.49):

$$\begin{aligned} \Delta p &= \frac{\rho w^2}{2} \left( 1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma \zeta \right) + \rho g h_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}} = \\ &= \frac{1200 \cdot 1,35^2}{2} \left( 1 + \frac{0,0257 \cdot 45}{0,081} + 10,35 \right) + 1200 \cdot 9,81 \cdot 15 + \\ &+ 0,1 \cdot 9,81 \cdot 10^4 = 215000 \text{ Па.} \end{aligned}$$

Потребляемая насосом мощность по уравнению (1.33):

$$N = \frac{V \Delta p}{1000 \eta} = \frac{0,00695 \cdot 215000}{1000 \cdot 0,65} = 2,3 \text{ кВт.}$$

**Пример 1.27.** Воздух с температурой  $50^\circ\text{C}$  подается вентилятором в установку, где имеется избыточное давление 35 мм вод. ст. Трубопровод выполнен из стальных труб диаметром  $102 \times 6$  мм с незначительной коррозией. Длина всего трубопровода, включая местные сопротивления, 70 м. На трубопроводе установлены диафрагма ( $d_o = 49,3$  мм), две задвижки и четыре отвода под углом  $90^\circ$  с радиусом изгиба 300 мм. Электродвигатель вентилятора потребляет мощность 1,35 кВт; к. п. д. электродвигателя

$\eta_0 = 0,95$ . Показание водяного дифманометра, присоединенного к диафрагме, 400 мм. Определить к. п. д. вентилятора.

Решение. Плотность воздуха при 50 °С:

$$\rho = \rho_0 (T_0/T) = 1,293 (273/323) = 1,09 \text{ кг/м}^3.$$

Коэффициент расхода диафрагмы определяем по табл. XV. При  $m = (49,3/90)^2 = 0,3$  принимаем среднее значение  $\alpha \approx 0,64$ .

Расход воздуха по формуле (1.32) при  $k = 1$  (табл. XVI):

$$V = \alpha f_0 \sqrt{2gH (\rho_m - \rho)/\rho} = 0,64 \cdot 0,785 \cdot 0,0493^2 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,4 (988 - 1,09)/1,09} = 0,103 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Скорость воздуха в трубопроводе:

$$w = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{0,103}{0,785 \cdot 0,09^2} = 16,2 \text{ м/с}.$$

Критерий Рейнольдса, определяемый по диаметру трубопровода:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{16,2 \cdot 0,09 \cdot 1,09}{0,0196 \cdot 10^{-3}} = 81 \text{ 000}.$$

Динамический коэффициент вязкости воздуха  $\mu = 0,0196 \times 10^{-3}$  Па·с определен по рис. VI.

Проверяем принятое значение  $\alpha$ . По табл. XV для  $m = 0,3$  и  $Re = 81 \text{ 000}$  находим  $\alpha = 0,637$ , что практически совпадает с принятым значением.

Определяем коэффициент трения. По табл. XII средняя шероховатость стальных труб с незначительной коррозией  $e = 0,2$  мм. По рис. 1.5 для  $d/e = 90/0,2 = 450$  и  $Re = 81 \text{ 000}$  находим  $\lambda \approx 0,025$ .

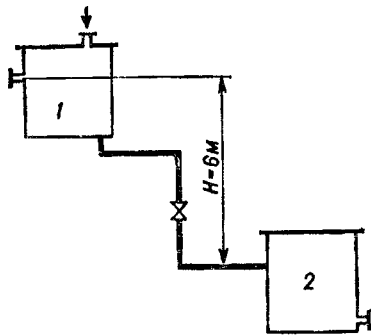
Коэффициенты местных сопротивлений, взятые из табл. XIII, сводим в табличку:

Вид сопротивления	$\sum \zeta$
Вход воздуха в трубопровод (труба с закругленными краями)	0,2
Диафрагма ( $m = 0,3$ )	18,2
Задвижка ( $\zeta = 0,5$ )	$2 \cdot 0,5 = 1,0$
Отвод (при $\varphi = 90^\circ$ и $R_0/d = 300/90 = 3,3$ ): $\zeta = AB = 1 \cdot 0,13 = 0,13$	$4 \cdot 0,13 = 0,52$
	<hr/> 19,92 $\approx$ 20 <hr/>

Общее гидравлическое сопротивление трубопровода (сети):

$$\begin{aligned} \Delta p &= \frac{\rho w^2}{2} \left( 1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \zeta \right) + \Delta p_{\text{доп}} = \\ &= \frac{1,09 \cdot 16,2^2}{2} \left( 1 + \frac{0,025 \cdot 70}{0,09} + 20 \right) + 35 \cdot 9,81 = 6030 \text{ Па}. \end{aligned}$$

Рис. 1.17 (к примеру 1.28).



К. п. д. вентилятора:

$$\eta_{\text{вент}} = \frac{V \Delta p}{1000 \eta_p N} = \frac{0,103 \cdot 6030}{1000 \cdot 0,95 \cdot 1,35} \approx 0,48.$$

**Пример 1.28.** Жидкость, имеющая плотность  $1200 \text{ кг/м}^3$  и динамический коэффициент вязкости  $2 \text{ мПа}\cdot\text{с}$ , из бака с постоянным уровнем 1 самотеком поступает в реактор 2 (рис. 1.17). Определить, какое максимальное количество жидкости (при полностью открытом кране) может поступать из бака в реактор. Уровень жидкости в баке находится на 6 м выше ввода жидкости в реактор. Трубопровод выполнен из алюминиевых труб с внутренним диаметром 50 мм. Общая длина трубопровода, включая местные сопротивления, 16,4 м. На трубопроводе имеются три колена и кран. В баке и реакторе давление атмосферное.

**Решение.** Напишем уравнение Бернулли для установившегося потока жидкости, взяв первое сечение по уровню жидкости в баке, а второе — по концу трубопровода на выходе потока в реактор:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} - h_{\text{пот}} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}.$$

Так как  $p_1 = p_2$  и  $w_1 \ll w_2$ , то

$$z_1 - z_2 = \frac{w_2^2}{2g} + h_{\text{пот}} = \frac{w_2^2}{2g} + h_{\text{тр}} + h_{\text{м.о}}$$

или

$$H \rho g = \frac{w^2 \rho}{2} \left( 1 + \lambda \frac{L}{d} + \Sigma \zeta \right). \quad (a)$$

Напор  $H \rho g$  расходуется на все гидравлические сопротивления трубопровода.

В последнем уравнении две неизвестные величины:  $w$  и  $\lambda$ .

Решение может быть найдено путем последовательных приближений.

По табл. XII для алюминиевых технически гладких труб принимаем шероховатость  $e = 0,06 \text{ мм}$ . Тогда  $d/e = 50/0,06 = 840$ . Зададимся (с последующей проверкой) величиной  $\lambda = 0,022$ .

Коэффициенты местных сопротивлений, взятые из табл. XIII, сводим в таблицку:

Вид сопротивления	$\sum \zeta$
Вход жидкости в трубопровод	0,5
Кран	2,0
Колено ( $\zeta = 1,1$ )	$3 \cdot 1,1 = 3,3$
	5,8

Исходное уравнение (а) принимает вид:

$$6 \cdot 1200 \cdot 9,81 = \frac{1200\omega^2}{2} \left( 1 + \frac{0,022 \cdot 16,4}{0,05} + 5,8 \right),$$

откуда  $\omega = 2,9$  м/с.

Расход жидкости (при полностью открытом кране):

$$V = \omega f = 2,9 \cdot 0,785 \cdot 0,05^2 = 0,0057 \text{ м}^3/\text{с} = 20,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Проверим значение  $\lambda$ . Имеем:

$$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu} = \frac{2,9 \cdot 0,05 \cdot 1200}{2 \cdot 10^{-3}} = 87000.$$

По рис. 1.5 для  $Re = 87\ 000$  и  $d/e = 840$  находим  $\lambda = 0,022$ , что совпадает с принятым значением.

**Пример 1.29.** Минеральное масло в количестве  $40 \text{ м}^3/\text{ч}$  перекачивается по трубопроводу диаметром  $108 \times 4$  мм в бак, помещенный на высоте 20 м. Длина горизонтального участка трубопровода 430 м.

Вычислить необходимую мощность насоса, если перекачка производится: а) при  $15^\circ\text{C}$  и б) при  $50^\circ\text{C}$ . При этих температурах относительная плотность масла составляет 0,96 и 0,89, динамический коэффициент вязкости 3,43 и 0,187 Па·с, соответственно.

Экономично ли подогревать до  $50^\circ\text{C}$  масло перед перекачкой, если 1 кВт·ч электроэнергии стоит 4 коп., а 1 т греющего (отбросного) пара ( $p_{аб0} = 0,1$  МПа) 2 руб. и если общий к. п. д. насосной установки равен 0,5?

**Решение.** Скорость масла:

$$\omega = \frac{40}{0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 3600} = 1,414 \text{ м/с}.$$

**Критерий Рейнольдса:**  
при  $15^\circ\text{C}$

$$Re = \frac{0,1 \cdot 1,414 \cdot 960}{3,43} = 39;$$

при  $50^\circ\text{C}$

$$Re = \frac{0,1 \cdot 1,414 \cdot 890}{0,187} = 670.$$

Следовательно, в обоих случаях имеет место ламинарный режим.

Потерю давления на трение определяем по формуле (1.39):  
при 15 °С

$$\Delta p_{\text{тр}} = \frac{32 (430 + 20) 1,414 \cdot 3,43}{0,1^3} = 7\,010\,000 \text{ Па, или } 71,5 \text{ кгс/см}^2;$$

при 50 °С

$$\Delta p_{\text{тр}} = 7\,010\,000 \frac{0,187}{3,43} = 383\,000 \text{ Па, или } 3,9 \text{ кгс/см}^2.$$

Затрата давления на подъем жидкости [формула (1.34)]:  
при 15 °С

$$\Delta p_{\text{под}} = 20 \cdot 960 \cdot 9,81 = 188\,400 \text{ Па, или } 1,92 \text{ кгс/см}^2;$$

при 50 °С

$$\Delta p_{\text{под}} = 20 \cdot 890 \cdot 9,81 = 174\,600 \text{ Па, или } 1,78 \text{ кгс/см}^2.$$

Затрата давления на создание скорости [формула (1.35)]:

$$\Delta p_{\text{ск}} = 960 \cdot 1,414^2 / 2 = 960 \text{ Па.}$$

Этой величиной в данном случае пренебрежем так же, как и потерей давления на преодоление местных сопротивлений.

Тогда необходимая мощность по формуле (1.33):  
при 15 °С

$$N = \frac{40 (7\,010\,000 + 188\,400)}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,5} = 160 \text{ кВт};$$

при 50 °С

$$N = \frac{40 (383\,000 + 174\,600)}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,5} = 12,3 \text{ кВт.}$$

Следовательно, при перекачке холодного масла требуется дополнительный расход мощности 160 — 12,3 = 147,7 кВт. В условиях задачи стоимость дополнительной электроэнергии на перекачку составит: 147,7 · 0,04 = 5,9 руб./ч

Расход теплоты на подогрев масла от 15 до 50 °С при удельной теплоемкости масла  $c = 1,68 \cdot 10^3$  Дж/(кг·К):

$$Q = \frac{40 \cdot 960 \cdot 1,68 \cdot 10^3 (50 - 15)}{3600} = 625\,000 \text{ Вт.}$$

Удельная теплота конденсации отбросного пара ( $p_{\text{абс}} = 0,1$  МПа)  $r = 2260 \cdot 10^3$  Дж/кг.

Расход пара на подогрев масла:

$$D = \frac{Q}{r} = \frac{625\,000}{2260 \cdot 10^3} = 0,276 \text{ кг/с} \approx 1000 \text{ кг/ч.}$$

Стоимость 1 т пара 2 руб. Следовательно, предварительный подогрев масла при данной стоимости пара и электроэнергии безусловно выгоден.

**Пример 1.30.** Вывести обобщенную расчетную формулу для коэффициента трения в трубах по следующим экспериментальным данным.

Жидкость	$w$ , м/с	$w^2$ , (м/с) <sup>2</sup>	$\Delta p$ , Па	$\lambda = \frac{\Delta p}{A w^2}$	Жидкость	$w$ , м/с	$w^2$ , (м/с) <sup>2</sup>	$\Delta p$ , Па	$\lambda = \frac{\Delta p}{A w^2}$
Нефть	0,85	0,723	738	0,0522	Вода	0,11	0,0121	105	0,0433
	1,21	1,46	1300	0,0458		0,16	0,0256	201	0,0392
	1,54	2,37	2060	0,0445		0,22	0,0484	238	0,0348
	1,91	3,65	3020	0,0424		0,26	0,0676	455	0,0337
	2,32	5,38	4050	0,0386					

1. При перекачке нефти относительной плотности 0,9 по стальному трубопроводу с внутренним диаметром 300 мм на прямом участке длиной 13 м были получены следующие величины потери давления в зависимости от скорости нефти:

Скорость, м/с	. . .	0,85	1,21	1,54	1,91	2,32
Потеря давления, Па	. . .	738	1300	2060	3020	4050

2. Аналогичные экспериментальные данные для воды при перекачивании ее по прямому стальному трубопроводу с внутренним диаметром 60 мм, длиной 24 м:

Скорость, м/с	. . .	0,11	0,16	0,22	0,26
Потеря давления, Па	. . .	105	201	238	455

**Р е ш е н и е.** Вычислим значения коэффициентов трения  $\lambda$  для нефти и воды по формуле (1.36).

Предварительно определим постоянные (в наших опытах) величины  $A = L\rho/(2d)$ . Для нефти:  $A = 13 \cdot 900/(2 \cdot 0,3) = 19\,500$ . Для воды:  $A = 24 \cdot 1000/(2 \cdot 0,06) = 200\,000$ .

Дальнейший расчет сведен в табл. 1.3.

Как следует из табл. 1.3, коэффициент трения  $\lambda$  уменьшается с возрастанием скорости потока.

Если нанести зависимость коэффициента трения от скорости на график (рис. 1.18), получим две различные кривые. На логарифмической сетке, т. е. в координатах  $\lg w - \lg \lambda$ , получаются две прямые линии, приближенные уравнения которых:

для нефти

$$\lg \lambda = -1,31 - 0,25 \lg w$$

или  $\lambda = 0,049 w^{-0,25}$ ;

для воды

$$\lg \lambda = -1,65 - 0,3 \lg w$$

или  $\lambda = 0,0224 w^{-0,3}$ .

Таким образом, мы получили две различные

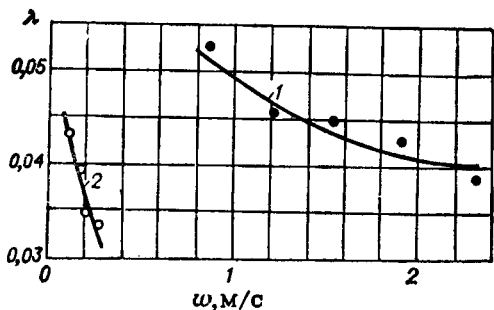


Рис. 1.18 (к примеру 1.30):

1 — нефть; 2 — вода.

эмпирические формулы, каждая из которых действительна лишь в тех условиях, при которых она была получена. Последняя формула, например, пригодна для вычисления коэффициента трения только для воды при протекании ее по трубе внутренним диаметром 60 мм со скоростью 0,1—0,3 м/с (и при той же температуре воды, при которой проводились опыты).

Получить по имеющимся экспериментальным данным для нефти и воды общую расчетную формулу, пригодную не только для нефти или воды, но также и для других жидкостей при других скоростях, других диаметрах труб и других температурах, можно с помощью теории подобия.

Для потери давления на трение в трубах теория подобия дает зависимость (1.37) в критериальной форме:  $E_u = \varphi(Re, \Gamma)$ .

Для труб с данной шероховатостью стенок в турбулентной (доавтомодельной) области коэффициент трения  $\lambda$  зависит только от величины критерия  $Re$  — см. уравнения (1.38), (1.40) (1.42):  $\lambda = f(Re)$ .

Следовательно, для получения обобщенного уравнения мы должны найти зависимость коэффициента трения не от скорости, как это было сделано выше, а от критерия  $Re$ .

Значения кинематического коэффициента вязкости при опытах были: для нефти  $\nu = 0,8 \cdot 10^{-4}$  м<sup>2</sup>/с, для воды  $\nu = 10^{-6}$  м<sup>2</sup>/с.

В табл. 1.4 сопоставлены значения  $Re$  и  $\lambda$ , вычисленные по вышеприведенным экспериментальным данным.

Если построить график зависимости  $\lambda$  от  $Re$ , то получим одну кривую, на которую укладываются все точки для нефти и воды.

В логарифмических координатах получим прямую линию (рис. 1.19). На этом графике по оси абсцисс отложены величины  $x = \lg Re - 3,5$ , а по оси ординат — величины  $y = \lg \lambda + 2$ .

Уравнение полученной прямой линии:  $y = -0,254x + 0,71$ , или  $\lg \lambda + 2 = -0,254(\lg Re - 3,5) + 0,71$ ;  $\lg \lambda = -0,0254 \times \lg Re - 0,4$ , откуда  $\lambda = 0,398/Re^{0,254}$ .

Таблица 1.4

Жидкость	$w$ , м/с	$Re = \frac{wd}{\nu}$	$\lambda$	$\lg Re$	$\lg \lambda$
Нефть	0,85	3 190	0,0522	3,50	$\bar{2},72$
	1,21	4 530	0,0458	3,66	$\bar{2},66$
	1,54	5 780	0,0445	3,76	$\bar{2},65$
	1,91	7 160	0,0424	3,85	$\bar{2},63$
	2,32	8 700	0,0386	3,94	$\bar{2},59$
Вода	0,11	6 600	0,0438	3,82	$\bar{2},64$
	0,16	9 600	0,0392	3,98	$\bar{2},59$
	0,22	13 200	0,0348	4,12	$\bar{2},54$
	0,26	15 600	0,0337	4,19	$\bar{2},53$



Рис. 1.19 (к примеру 1.30):

● — нефть; ○ — вода.

Полученная формула и представляет собой общую зависимость, которой можно пользоваться для расчета коэффициента трения в трубах не только для нефти и воды, но и для любых других жидкостей в пределах значений критерия  $Re = 3000 \div 16\ 000$ . Следует добавить, что эта формула пригодна лишь для труб с такой же относительной шероховатостью стенок, какая была при опытах.

Так как экспериментальные данные укладываются на одну прямую (рис. 1.19), то можно считать, что относительная шероховатость стенок  $e/d$  в опытах с нефтью и с водой была примерно одинаковой.

Эту относительную шероховатость можно найти, если на график (рис. 1.5 или 1.6) нанести экспериментальные данные из табл. 1.3 и 1.4, представив их в виде  $\lambda = f(Re)$  или  $Eu/\Gamma = f(Re)$ .

**Пример 1.31.** Для экспериментального изучения в лабораторных условиях некоторого производственного процесса изготовлена геометрическая модель промышленного аппарата в масштабе 1 : 10. В производственном аппарате рабочее вещество — горячий воздух (100 °С, атмосферное давление), движущийся со скоростью 3 м/с. В лабораторной модели предполагается применить в качестве рабочего вещества воздух атмосферного давления с температурой 22 °С.

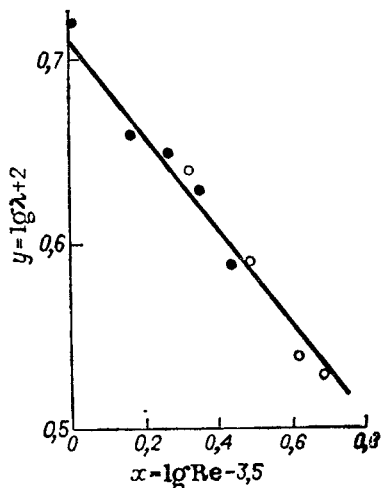
Возможно ли при этих условиях получить полное гидродинамическое подобие промышленного аппарата и модели, и какова должна быть скорость воздуха в модели?

**Решение.** Для соблюдения гидродинамического подобия необходимо при подобных граничных условиях равенство критериев Рейнольдса и Фруда (критерий Эйлера в данном случае не является определяющим) в модели и в производственном аппарате, т. е. должно быть:

$$Re_1 = Re_2; \quad \frac{\omega_1 l_1 \rho_1}{\mu_1} = \frac{\omega_2 l_2 \rho_2}{\mu_2}; \quad (a)$$

$$Fr_1 = Fr_2; \quad \frac{\omega_1^2}{g l_1} = \frac{\omega_2^2}{g l_2}. \quad (б)$$

В этих уравнениях индекс «1» относится к промышленному аппарату, индексу «2» — к модели.



Имеем:

$$\begin{aligned}\omega_1 &= 3 \text{ м/с}; \quad l_2 = 0,1l_1; \\ \rho_1 &= 1,293 (273/373) = 0,945 \text{ кг/м}^3; \\ \rho_2 &= 1,293 (273/295) = 1,19 \text{ кг/м}^3; \\ \mu_1 &= 0,0215 \text{ мПа}\cdot\text{с}; \quad \mu_2 = 0,0185 \text{ мПа}\cdot\text{с}.\end{aligned}$$

Подставляя эти значения в уравнение (а), находим:

$$3l_1 \cdot 0,945/0,0215 = \omega_2 \cdot 0,1l_1 \cdot 1,19/0,0185,$$

откуда

$$\omega_2 = \frac{3 \cdot 0,945 \cdot 0,0185}{0,1 \cdot 0,0215 \cdot 1,19} = 20,5 \text{ м/с}.$$

Подстановка в уравнение (б) дает:

$$3^2/l_1 = \omega_2^2/(0,1l_1),$$

откуда

$$\omega_2 = \sqrt{0,9} = 0,946 \text{ м/с}.$$

Полученные результаты показывают, что соблюдение полного гидродинамического подобия, т. е. одновременного подобия сил трения и сил тяжести, в модели и в промышленном аппарате при заданных условиях невозможно. Придется ограничиться приближенным моделированием процесса, как это в большинстве случаев на практике и делается, т. е. ограничиться соблюдением только одного условия (либо  $Re = idem$ , либо  $Fr = idem$ ) в зависимости от того, какое из этих условий является более существенным. Если, например, в нашем случае большее значение имеют силы трения, т. е. критерий  $Re$ , то скорость воздуха в модели должна быть взята 20,5 м/с.

Выясним, при каких условиях возможно получение одновременного подобия сил трения и сил тяжести в модели и в промышленном аппарате.

Из условия  $Re = idem$ , т. е.  $\omega_1 l_1/\nu_1 = \omega_2 l_2/\nu_2$ , где  $\nu$  — кинематический коэффициент вязкости, следует, что  $\omega_1/\omega_2 = \nu_1 l_2/(\nu_2 l_1)$ .

Из условия  $Fr = idem$ , т. е.  $\omega_1^2/(gl_1) = \omega_2^2/(gl_2)$ , находим:

$$\omega_1/\omega_2 = (l_1/l_2)^{1/2}.$$

Оба условия ( $Re = idem$  и  $Fr = idem$ ) будут соблюдены, если

$$\nu_1 l_2/(\nu_2 l_1) = (l_1/l_2)^{1/2}, \text{ т. е. } \nu_1/\nu_2 = (l_1/l_2)^{3/2}.$$

Последнее равенство и выражает требуемое условие одновременного подобия сил трения и сил тяжести.

**Пример 1.32.** Найти диаметр трубопровода для транспортирования водорода при массовом расходе его 120 кг/ч. Длина трубопровода 1000 м. Допускаемое падение давления  $\Delta p = 110$  мм вод. ст. (1080 Па). Плотность водорода 0,0825 кг/м<sup>3</sup>. Коэффициент трения  $\lambda = 0,03$ .

**Решение.** В длинных магистральных газопроводах давление расходуется главным образом на преодоление трения, поэтому приравняем заданную потерю давления  $\Delta p = \Delta p_{\text{тр}}$ .

Так как скорость потока — величина неизвестная, то выразим ее через объемный расход  $V$  и искомый диаметр трубопровода, а затем подставим в уравнение (1.36):

$$w = \frac{V}{0,785d^2}.$$

Тогда

$$\Delta p = \frac{\lambda L}{d} \frac{V^2 \rho}{2 \cdot 0,785^2 d^4}.$$

Решая это уравнение относительно диаметра, получаем:

$$d = C \sqrt[5]{\frac{LV^2 \rho}{\Delta p}},$$

где  $C = \sqrt[5]{\frac{\lambda}{0,785^2 \cdot 2}}$ . В нашем случае

$$C = \sqrt[5]{\frac{0,03}{0,785^2 \cdot 2}} = 0,48.$$

Секундный объемный расход водорода:

$$V = \frac{120}{0,0825 \cdot 3600} = 0,405 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Так как  $\Delta p = 110 \cdot 9,81 = 1080$  Па, то

$$d = 0,48 \sqrt[5]{\frac{0,0825 \cdot 0,405^2 \cdot 1000}{1080}} = 0,2 \text{ м}.$$

**Пример 1.33.** Определить начальное давление газа, достаточное для передачи его по трубопроводу на расстояние 100 км, при следующих условиях: расход газа 5000 кг/ч, плотность газа 0,65 кг/м<sup>3</sup> (при нормальных условиях), средняя температура газа 18 °С. Диаметр трубопровода 0,3 м, коэффициент трения  $\lambda = 0,0253$ . Давление газа при выходе из трубопровода должно быть  $p_{\text{авс}} = 1,5$  кгс/см<sup>2</sup> ( $\sim 0,15$  МПа).

**Решение.** Как и в предыдущем примере, считаем, что давление в трубопроводе расходуется лишь на преодоление трения. В случае дальних газопроводов формулу (1.36) для определения потери давления на трение следует применять, исходя из дифференциального выражения, так как плотность и скорость газа по длине трубопровода меняются\*:

$$-dp = \frac{\lambda}{d} \frac{w^2 \rho}{2} dL,$$

\* Знак минус поставлен потому, что с возрастанием длины трубопровода давление в нем падает.

где переменные плотность  $\rho$  и скорость  $w$  — функции давления газа, падающего по мере продвижения его по трубопроводу. Однако произведение  $w\rho$ , т. е. массовая скорость потока, остается по длине трубопровода постоянным.

Выразим  $\rho$  и  $w$  через соответствующие характеристики газа при нормальных условиях

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0T}; \quad w = w_0 \frac{p_0T}{pT_0}$$

и подставим их в уравнение для потери давления

$$-dp = \frac{\lambda}{2d} \frac{\rho_0 p T_0}{\rho_0 T} \frac{w_0^2 \rho_0^2 T^2}{\rho^2 T_0^2} dL.$$

Принимая температуру  $T$  постоянной по длине трубопровода, сведем все постоянные величины \* в общий коэффициент

$$C = \frac{\lambda \rho_0 w_0^2 \rho_0 T}{2dT_0}.$$

Тогда

$$-p dp = C dL.$$

Интегрируя это уравнение в соответствующих пределах

$$-\int_{p_{\text{нач}}}^{p_{\text{кон}}} p dp = C \int_0^L dL,$$

получаем:

$$\frac{1}{2} (p_{\text{нач}}^2 - p_{\text{кон}}^2) = CL \quad \text{или} \quad p_{\text{нач}}^2 - p_{\text{кон}}^2 = 2CL.$$

В условиях задачи скорость газа при  $0^\circ\text{C}$  и 760 мм рт. ст. составляет:

$$w_0 = \frac{!5000}{0,65 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 0,3^2} = 30 \text{ м/с.}$$

Следовательно,

$$C = \frac{0,0253 \cdot 0,65 \cdot 30^2 \cdot 101300 \cdot 291}{2 \cdot 0,3 \cdot 273} = 266 \cdot 10^4.$$

Подставим заданные и найденные величины в полученное уравнение:  $p_{\text{нач}}^2 - (14,7 \cdot 10^4)^2 = 2 \cdot 266 \cdot 10^4 \cdot 10^5$ . Отсюда находим, что начальное давление газа в сети должно быть:

$$p_{\text{нач}} = 71 \cdot 10^4 \text{ Па, или } 7,3 \text{ кгс/см}^2.$$

**Пример 1.34.** Определить экономически наиболее выгодный диаметр трубопровода для транспортировки 6000 м<sup>3</sup>/ч (считая при  $0^\circ\text{C}$  и 760 мм рт. ст.) метана на расстояние 4 км. К. п. д. нагнетателя с электродвигателем 0,5. Стоимость электроэнергии 4 коп.

\* Коэффициент трения  $\lambda$  является постоянным по длине трубопровода так же, как и критерий  $Re$ , поскольку  $w\rho = w_0\rho_0 = \text{const.}$

за 1 кВт·ч. Стоимость амортизации трубопровода 2,4 руб. в год на 1 м длины и 1 м диаметра. Стоимость ремонта (эксплуатации) трубопровода 1,8 руб. в год на 1 м длины и 1 м диаметра.

**Решение.** Примем ориентировочно, что коэффициент трения  $\lambda = 0,03$  и что потери на местные сопротивления составляют 10% от потерь на трение.

Сделаем расчет для условной температуры 30 °С, принимая (с последующей проверкой), что падение давления в трубопроводе невелико и среднее давление приближенно можно считать равным атмосферному.

Объемный расход метана:

$$V = \frac{6000 \cdot 303}{3600 \cdot 273} = 1,85 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тогда

$$w = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{1,85}{0,785d^2} = \frac{2,36}{d^2} \text{ м/с}.$$

Пренебрегая затратай давления на создание скорости, получаем по формуле (1.34) для горизонтального газопровода при  $\Delta p_{\text{доп}} = 0$ :

$$\Delta p = \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}} = 1,1 \Delta p_{\text{тр}},$$

т. е.

$$\Delta p = \frac{1,1\lambda L w^2 \rho}{d \cdot 2} = \frac{1,1 \cdot 0,03 \cdot 4000 \cdot 2,36^2 \cdot 0,64}{d \cdot 2d^4} = \frac{235}{d^5} \text{ Па},$$

где плотность метана

$$\rho = \frac{16 \cdot 273}{22,4 \cdot 303} = 0,64 \text{ кг/м}^3.$$

В соответствии с принятым допущением подсчитаем расходуюмую нагнетателем мощность при  $\Delta p \ll 0,1 \text{ кгс/см}^2$  по формуле (1.33):

$$N = \frac{V \Delta p}{1000 \eta} = \frac{1,85 \cdot 235}{1000 \cdot 0,5d^5} = \frac{0,87}{d^5} \text{ кВт}.$$

1 кВт·год стоит  $0,04 \cdot 24 \cdot 330 = 316$  руб., принимая 330 рабочих дней в году.

Таким образом, годовая стоимость электроэнергии в зависимости от диаметра трубопровода может быть выражена формулой:

$$\Theta = 0,87 \cdot 316/d^5 = 275/d^5 \text{ руб./год}.$$

Подобным же образом выразим годовую стоимость амортизации трубопровода

$$A = 2,4Ld = 2,4 \cdot 4000d = 9600d \text{ руб./год}.$$

и ремонта (эксплуатации) его:

$$P = 1,8Ld = 7200d \text{ руб./год}.$$

Суммарная годовая стоимость как функция диаметра выразится уравнением:

$$\mathcal{E} + A + P = (275/d^5) + 16\,800d \text{ руб./год.}$$

Для отыскания минимума берем производную и приравниваем ее нулю:

$$\frac{\partial}{\partial d} (\mathcal{E} + A + P) = -5 \cdot 275d^{-6} + 16\,800 = 0.$$

Вторая производная положительна.

Из последнего уравнения находим:  $d = 0,66$  м. Это и будет экономически наилучший диаметр газопровода.

Проверим величину  $\Delta p$  в трубопроводе диаметром 0,66 м

$$\Delta p = 235/d^5 = 235/0,66^5 = 1890 \text{ Па, или } 0,0193 \text{ кгс/см}^2,$$

т. е. меньше 0,1 кгс/см<sup>2</sup>, как и было принято выше.

**Пример 1.35.** При тепловом расчете теплообменника для нагрева некоторого раствора был выбран по каталогу четырехходовой кожухотрубчатый теплообменник (рис. 1.20), в котором раствор проходит по трубному пространству со скоростью 0,3 м/с. Определить гидравлическое сопротивление трубного пространства.

Характеристика теплообменника: общее число труб 90, трубы стальные диаметром 38×2 мм с незначительной коррозией, высота трубного пространства 2 м, штуцеры для раствора имеют диаметр 159×4,5 мм. Средняя температура раствора 47,5 °С, динамический коэффициент вязкости 0,83 мПа·с, плотность 1100 кг/м<sup>3</sup>.

**Решение.** Критерий Рейнольдса для раствора:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{0,3 \cdot 0,034 \cdot 1100}{0,83 \cdot 10^{-3}} = 13\,500.$$

В этом примере требуется определить потерю давления для неизотермического турбулентного потока. Но поскольку здесь мы имеем нагревающийся поток капельной жидкости, то приближенно рассчитываем гидравлическое сопротивление как для потока изотермического, делая при этом ошибку в сторону преувеличения потери давления, т. е. в сторону запаса. Для расчета применяем формулу (1.54).

Определяем потерю давления на преодоление трения в трубах.

По табл. XII для стальных труб с незначительной коррозией шероховатость  $e = 0,2$  мм. При этом  $d/e = 34/0,2 = 170$ . По рис. 1.5 для  $Re = 13\,500$  и  $d/e = 170$  находим  $\lambda = 0,035$ .

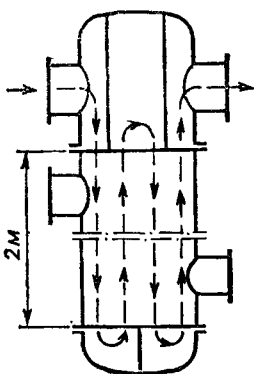


Рис. 1.20 (к примеру 1.35).

Скоростное давление в трубах:

$$\Delta p_{ск} = \rho \omega^2 / 2 = 1100 \cdot 0,3^2 / 2 = 49,5 \text{ Па.}$$

Потеря давления на преодоление трения в трубах:

$$\Delta p_{тр} = \lambda (nL/d) \Delta p_{ск} = 0,035 (4 \cdot 2/0,034) 49,5 = 407 \text{ Па,}$$

где  $n = 4$  — число ходов по трубному пространству.

Определяем потери давления на преодоление местных сопротивлений теплообменника (рис. 1.20) по следующей табличке:

Вид сопротивления	$\xi$	$\sum \xi$
Входная и выходная камера	1,5	$1,5 \cdot 2 = 3$
Вход в трубы и выход из них	1	$1 \cdot 8 = 8$
Поворот на $180^\circ$ из одной секции в другую	2,5	$2,5 \cdot 3 = 7,5$

Скорость раствора в штуцерах:

$$\omega_{шт} = \omega (nd_{тр}^2/d_{шт}^2) = 0,3 (90 : 4 \cdot 0,034^2/0,15^2) = 0,346 \text{ м/с.}$$

Скоростное давление в штуцерах:

$$\Delta p'_{ск} = \rho \omega_{шт}^2 / 2 = 1100 \cdot 0,346^2 / 2 = 66 \text{ Па.}$$

Скорость в штуцере больше скорости в трубах, поэтому потери давления для входной и выходной камер находим по скорости в штуцерах, а потери при входе и выходе из труб и при поворотах из одной секции в другую — по скорости в трубах:

$$\Delta p_{м.с} = 3 \cdot 66 + (8 + 7,5) 49,5 = 966 \text{ Па.}$$

Общее гидравлическое сопротивление трубного пространства теплообменника:

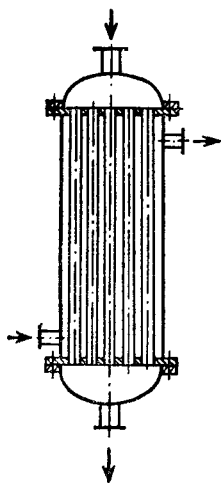
$$\Delta p = 407 + 966 = 1373 \text{ Па} = 140 \text{ мм вод. ст.}$$

**Пример 1.36.** По межтрубному пространству кожухотрубчатого теплообменника (рис. 1.21) параллельно осям труб проходит анилин со скоростью 0,5 м/с. Теплообменник состоит из 19 стальных труб диаметром  $26 \times 2,5$  мм, длиной 2,7 м. Внутренний диаметр кожуха 200 мм. Средняя шероховатость труб  $e = 0,2$  мм. Анилин в теплообменнике охлаждается водой от 100 до 40 °С.

Определить потерю давления на трение для анилина: а) считая поток изотермическим; б) для неизотермического потока при средней температуре стенки труб 25 °С.

**Решение.** а) Для изотермического потока потерю давления на трение рассчитываем по формуле (1.36) при средней температуре анилина, равной  $(100 + 40)/2 = 70$  °С.

Рис. 1.21 (к примеру 1.36).



Эквивалентный диаметр межтрубного пространства теплообменника:

$$d_0 = \frac{4f}{\Pi} = \frac{D^2 - nd^2}{D + nd} = \frac{200^2 - 19 \cdot 26^2}{200 + 19 \cdot 26} = 39,2 \text{ мм},$$

где  $D$  — внутренний диаметр кожуха, мм;  $d$  — наружный диаметр трубы, мм;  $n$  — число труб.

Определяем значение критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{0,5 \cdot 0,0392 \cdot 1040}{1,4 \cdot 10^{-3}} = 14\,600.$$

Здесь  $1040 \text{ кг/м}^3$  — плотность анилина;  $1,4 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  — динамический коэффициент вязкости анилина при  $70^\circ\text{C}$  (рис. V).

Коэффициент трения определяем по рис. 1.5. Для  $Re = 14\,600$  и  $d/e = 39,2/0,2 = 196$  находим  $\lambda = 0,034$ .

Потеря давления на трение:

$$\Delta p = \frac{\lambda L}{d} \frac{w^2 \rho}{2} = \frac{0,034 \cdot 2,7 \cdot 0,5^2 \cdot 1040}{0,0392 \cdot 2} = 304 \text{ Па}.$$

б) Если поток неизотермический (температура стенки отличается от температуры жидкости), то значение  $\Delta p_{\text{тр}}$  для изотермического потока необходимо умножить на поправочный коэффициент, который определяем, как и для гидравлически гладких труб, по уравнению (1.44):

$$x = (Pr_{\text{ст}}/Pr_{\text{ж}})^{1/3},$$

где  $Pr_{\text{ст}}$  — критерий Прандтля для протекающей жидкости при температуре стенки трубы;  $Pr_{\text{ж}}$  — критерий Прандтля для протекающей жидкости при ее средней температуре.

Значения критерия Прандтля для анилина находим по номограмме (рис. XIII): для  $t_{\text{ст}} = 25^\circ\text{C}$   $Pr = 47$ , для  $t_{\text{ж}} = 70^\circ\text{C}$   $Pr = 16,5$ .

Потеря давления на трение для неизотермического (охлаждающегося) турбулентного потока анилина:

$$\Delta p_{\text{тр}} = 304 (47/16,5)^{1/3} = 430 \text{ Па},$$

что значительно выше, чем для потока изотермического.

**Пример 1.37.** Для определения коэффициента продольного перемешивания  $E_T$  в насадочной колонне для газовой фазы были проведены опыты по получению выходной кривой отклика на импульсный (мгновенный) ввод индикатора в газовой поток на входе в колонну. Высота слоя насадки 6 м. Скорость газа в колонне (фиктивная)  $0,8 \text{ м/с}$ . Полученные результаты приведены в табл. 1.5 и на рис. 1.22. Найти величину  $E_T$ .



$\tau$	$C$	$\tau$	$C$	$\tau$	$C$
0	0	5	7,972	9	0,450
1	0	6	10,87	10	0,0657
2	$0,7 \cdot 10^{-4}$	7	6,511	11	0,0072
3	0,0621	8	2,151	12	0,0006
4	1,792				

$\tau$  — время от момента ввода индикатора, с;  $C$  — концентрация индикатора на выходе, г/м<sup>3</sup>.

Решение.

Находим среднее время пребывания в колонне частиц (струек) газового потока:

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{\int_0^{\infty} \tau C d\tau}{\int_0^{\infty} C d\tau}.$$

Вычисляем интегралы по формуле трапеций:

$$\int_0^{\infty} C d\tau \approx \int_0^{12} C d\tau \approx \Delta\tau \left( \frac{C_n + C_0}{2} + \sum_{i=1}^{n-1} C_i \right) =$$

$$= 1 (0,0003 + 29,86) = 29,86 \text{ г} \cdot \text{с}/\text{м}^3;$$

$$\int_0^{\infty} \tau C d\tau \approx \int_0^{12} \tau C d\tau \approx \Delta\tau \left( \frac{\tau_n C_n}{2} + \sum_{i=1}^{n-1} \tau_i C_i \right) =$$

$$= 1 (0,0036 + 179,7) = 179,7 \text{ г} \cdot \text{с}^2/\text{м}^3;$$

$$\tau_{\text{ср}} = 179,7/29,86 = 6,018 \text{ с}.$$

Определяем дисперсию

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} \tau^2 C d\tau}{\int_0^{\infty} C d\tau}:$$

$$\int_0^{\infty} \tau^2 C d\tau \approx \int_0^{12} \tau^2 C d\tau \approx \Delta\tau \left( \frac{\tau_n^2 C_n}{2} + \sum_{i=1}^{n-1} \tau_i^2 C_i \right) = 1 (0,0432 + 1118) =$$

$$= 1118 \text{ г} \cdot \text{с}^3/\text{м}^3;$$

$$\sigma^2 = 1118/29,86 = 1,230 \text{ с}^2.$$

В безразмерных единицах:

$$\sigma_0^2 = \sigma^2/\tau_{\text{ср}}^2 = 1,230/36,22 = 0,03396.$$

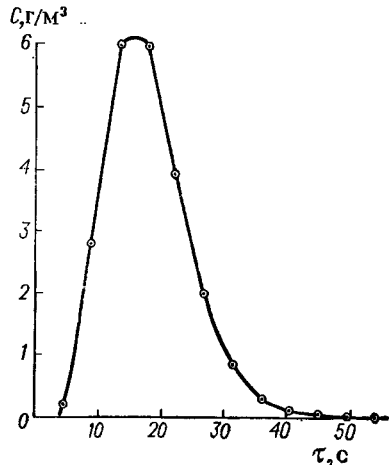


Рис. 1.22 (к примеру 1.37).

Находим значение модифицированного критерия Пекле для продольного перемешивания  $Pe = \omega H / E_r$ , из уравнения

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{2}{Pe^2} (Pe - 1 + e^{-Pe}).$$

Решая это уравнение методом последовательных приближений, имеем:

$$Pe = 57,8.$$

Находим действительную скорость газа в колонне:

$$\omega = H / \tau_{\text{ср}} = 6 / 6,018 = 0,997 \text{ м/с.}$$

Коэффициент продольного перемешивания:

$$E_r = \omega H / Pe = 0,997 \cdot 6 / 57,8 = 0,103 \text{ м}^2/\text{с.}$$

### КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ\*

1.1. Найти мольную массу и плотность водяного газа при  $t = 90^\circ\text{C}$  и  $p_{\text{абс}} = 1,2 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,12 \text{ МПа}$ ). Состав водяного газа:  $\text{H}_2$  — 50 %,  $\text{CO}$  — 40 %,  $\text{N}_2$  — 5 %,  $\text{CO}_2$  — 5 % (по объему).

1.2. Определить плотность диоксида углерода при  $t = 85^\circ\text{C}$  и  $p_{\text{изб}} = 2 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,2 \text{ МПа}$ ). Атмосферное давление 760 мм рт. ст.

1.3. Состав продуктов горения 1 кг коксового газа (в кг):  $\text{CO}_2$  — 1,45;  $\text{N}_2$  = 8,74;  $\text{H}_2\text{O}$  — 1,92. Найти объемный состав продуктов горения.

1.4. Разрежение в осушительной башне сернокислотного завода измеряется U-образным тягомером, наполненным серной кислотой плотностью  $1800 \text{ кг/м}^3$ . Показание тягомера 3 см. Каково абсолютное давление в башне, выраженное в Па, если барометрическое давление составляет 750 мм рт. ст.?

1.5. Манометр на трубопроводе, заполненном жидкостью, показывает давление  $0,18 \text{ кгс/см}^2$ . На какую высоту  $h$  над точкой присоединения манометра поднимается в открытом пьезометре жидкость, находящаяся в трубопроводе, если эта жидкость: а) вода, б) четыреххлористый углерод (рис. 1.23)?

1.6. Высота уровня мазута в резервуаре 7,6 м (рис. 1.24). Относительная плотность мазута 0,96. На высоте 800 мм от дна в резервуаре имеется круглый лаз диаметром 760 мм, крышка которого прикрепляется болтами диаметром 10 мм. Принимая для болтов допустимое напряжение на разрыв  $700 \text{ кгс/см}^2$ , определить необходимое число болтов. Определить также давление мазута на дно резервуара.

1.7. На малый поршень диаметром 40 мм ручного гидравлического пресса (рис. 1.25) действует сила 589 Н (60 кгс). Пренебрегая потерями, определить силу, действующую на прессуемое тело, если диаметр большого поршня 300 мм.

\* Ответы к контрольным задачам даны на стр. 495.

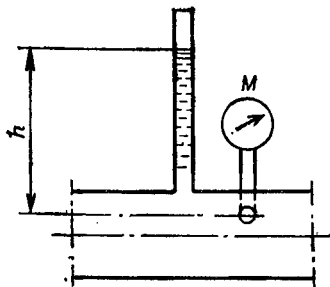


Рис. 1.23 (к контрольной задаче 1.5).

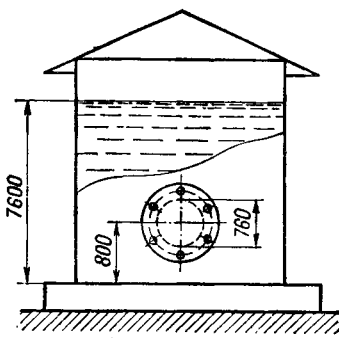


Рис. 1.24 (к контрольной задаче 1.6).

1.8. Динамический коэффициент вязкости жидкости при  $50\text{ }^{\circ}\text{C}$  равняется  $30\text{ мПа}\cdot\text{с}$ . Относительная плотность жидкости  $0,9$ . Определить кинематический коэффициент вязкости.

1.9. Найти динамический коэффициент вязкости при  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$  и атмосферном давлении азотоводородной смеси, содержащей  $75\%$  водорода и  $25\%$  азота (по объему).

1.10. Известно, что динамический коэффициент вязкости льняного масла при  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$  равняется  $0,331\text{ П}$ , а при  $50\text{ }^{\circ}\text{C}$   $0,176\text{ П}$ . Чему будет равен динамический коэффициент вязкости этого масла при  $90\text{ }^{\circ}\text{C}$ ? (Воспользоваться правилом линейности, приняв за стандартную жидкость, например,  $100\%$ -ный глицерин).

1.11. Холодильник состоит из 19 труб диаметром  $20\times 2\text{ мм}$  (рис. 1.21). В трубное пространство холодильника поступает вода по трубопроводу диаметром  $57\times 3,5\text{ мм}$ . Скорость воды в трубопроводе  $1,4\text{ м/с}$ . Вода идет снизу вверх. Определить скорость воды в трубах холодильника.

1.12. По трубам теплообменника, состоящего из 379 труб диаметром  $16\times 1,5\text{ мм}$ , проходит азот в количестве  $6400\text{ м}^3/\text{ч}$  (считая при  $0\text{ }^{\circ}\text{C}$  и  $760\text{ мм рт. ст.}$ ) под давлением  $p_{\text{вх}} = 3\text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,3\text{ МПа}$ ). Азот входит в теплообменник при  $120\text{ }^{\circ}\text{C}$ , выходит при  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Определить скорость азота в трубах теплообменника на входе и на выходе.

1.13. Холодильник состоит из двух концентрических стальных труб диаметром  $29\times 2,5\text{ мм}$  и  $54\times 2,5\text{ мм}$ . По внутренней трубе протекают  $3,73\text{ т/ч}$  рассола плотностью  $1150\text{ кг/м}^3$ . В межтрубном пространстве проходит  $160\text{ кг/ч}$  газа под давлением  $p_{\text{абс}} = 3\text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,3\text{ МПа}$ ) при средней температуре

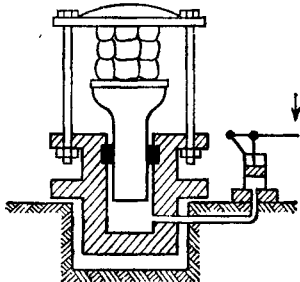


Рис. 1.25 (к контрольной задаче 1.7).

0 °С. Плотность газа при 0 °С и 760 мм рт. ст. равна 1,2 кг/м<sup>3</sup>. Найти скорости газа и жидкости в холодильнике.

1.14. Определить необходимый диаметр наружной трубы в условиях предыдущей задачи, если газ пойдет под атмосферным давлением, но при той же скорости и при том же массовом расходе.

1.15. Вычислить в общей форме гидравлический радиус при заполненном сечении для кольцевого сечения, квадрата, прямоугольника и равностороннего треугольника.

1.16. Определить эквивалентный диаметр межтрубного пространства кожухотрубчатого теплообменника (рис. 1.21), состоящего из 61 трубы диаметром 38×2,5 мм. Внутренний диаметр кожуха 625 мм.

1.17. Определить режим течения воды в кольцевом пространстве теплообменника типа «труба в трубе» (рис. 1.12). Наружная труба — 96×3,5 мм, внутренняя — 57×3 мм, расход воды 3,6 м<sup>3</sup>/ч, средняя температура воды 20 °С.

1.18. Определить режим течения этилового спирта: а) в прямой трубе диаметром 40×2,5 мм; б) в змеевике, свитом из той же трубы. Диаметр витка змеевика 570 мм. Скорость спирта 0,13 м/с, средняя температура 52 °С.

1.19. Определить местную скорость по оси трубопровода диаметром 57×3,5 мм при протекании по нему уксусной кислоты в количестве 200 дм<sup>3</sup>/ч при 38 °С.

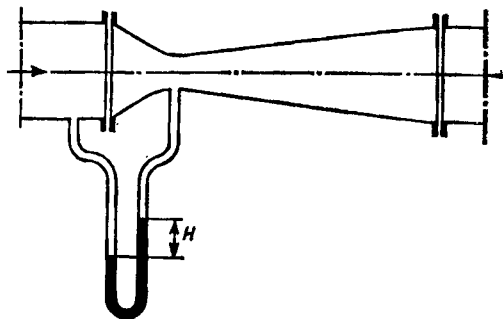
1.20. В середине трубопровода с внутренним диаметром 320 мм установлена трубка Пито—Прандтля (рис. 1.4), дифференциальный манометр которой, заполненный водой, показывает разность уровней  $H = 5,8$  мм. По трубопроводу проходит под атмосферным давлением сухой воздух при 21 °С. Определить массовый расход воздуха.

1.21. Из отверстия диаметром 10 мм в дне открытого бака, в котором поддерживается постоянный уровень жидкости высотой 900 мм, вытекает 750 дм<sup>3</sup> жидкости в 1 ч. Определить коэффициент расхода. Через сколько времени опорожнится бак, если прекратить подачу в него жидкости? Диаметр бака 800 мм.

1.22. В напорный бак с площадью поперечного сечения 3 м<sup>2</sup> притекает вода. В дне бака имеется спускное отверстие. При установившемся течении расход через отверстие равен притоку и уровень воды устанавливается на высоте 1 м. Если прекратить приток воды, уровень ее будет понижаться и через 100 с бак опорожнится. Определить приток воды в бак.

1.23. По горизонтальному трубопроводу с внутренним диаметром 200 мм протекает минеральное масло относительной плотности 0,9. В трубопроводе установлена диафрагма (рис. 1.3) с острыми краями (коэффициент расхода 0,61). Диаметр отверстия диафрагмы 76 мм. Ртутный дифманометр, присоединенный к диафрагме, показывает разность уровней 102 мм. Определить скорость масла в трубопроводе и его расход.

Рис. 1.26 (к контрольной задаче 1.24).



1.24. На трубопроводе диаметром  $160 \times 5$  мм установлен расходомер «труба Вентури» (рис. 1.26), внутренний диаметр узкой части которой равен 60 мм. По трубопроводу проходит этан под атмосферным давлением при  $25^\circ\text{C}$ . Показание водяного дифманометра трубы Вентури  $H = 32$  мм. Определить массовый расход этана, проходящего по трубопроводу (в кг/ч), приняв коэффициент расхода 0,97.

1.25. Определить потерю давления на трение при протекании воды по латунной трубе диаметром  $19 \times 2$  мм, длиной 10 м. Скорость воды 2 м/с. Температура  $55^\circ\text{C}$ . Принять шероховатость трубы  $e = 0,005$  мм.

1.26. Определить потерю давления на трение в свинцовом змеевике, по которому протекает 60%-ная серная кислота со скоростью 0,7 м/с при средней температуре  $55^\circ\text{C}$ . Принять максимальную шероховатость свинцовых труб по табл. XII. Внутренний диаметр трубы змеевика 50 мм, диаметр витка змеевика 800 мм, число витков 20. Длину змеевика определить приближенно по числу витков и их диаметру.

1.27. По стальному трубопроводу внутренним диаметром 200 мм, длиной 1000 м передается водород в количестве 120 кг/ч. Среднее давление в сети 1530 мм рт. ст. Температура газа  $27^\circ\text{C}$ . Определить потерю давления на трение.

1.28. Найти потерю давления на трение для пара в стальном паропроводе длиной 50 м, диаметром  $108 \times 4$  мм. Давление пара  $p_{\text{раб}} = 6$  кгс/см<sup>2</sup> ( $\sim 0,6$  МПа), скорость пара 25 м/с.

1.29. Как изменится потеря давления на трение в газопроводе, по которому проходит азот, если при постоянном массовом расходе азота: а) увеличить давление (абсолютное) подаваемого азота с 1 до 10 кгс/см<sup>2</sup> при неизменной температуре; б) повысить температуру азота от 0 до  $80^\circ\text{C}$  при неизменном давлении.

1.30. По водопроводной трубе проходит  $10$  м<sup>3</sup>/ч воды. Сколько воды в 1 ч пропустит труба удвоенного диаметра при той же потере напора на трение? Коэффициент трения считать постоянным. Течение турбулентное.

1.31. По прямому горизонтальному трубопроводу длиной 150 м необходимо подавать  $10$  м<sup>3</sup>/ч жидкости. Допускаемая потеря напора 10 м. Определить требуемый диаметр трубопровода, принимая коэффициент трения  $\lambda = 0,03$ .

1.32. Как изменится потеря давления на трение, если при неизменном расходе жидкости уменьшить диаметр трубопровода

Рис. 1.27 (к контрольной задаче 1.33).

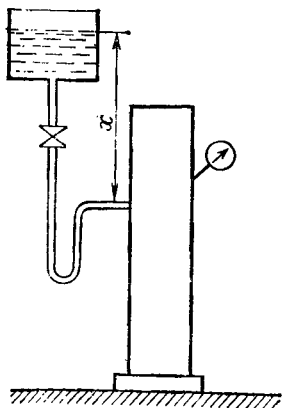
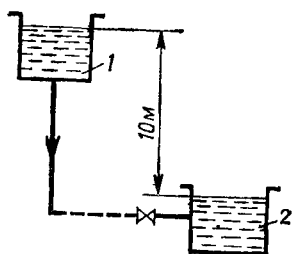


Рис. 1.28 (к контрольной задаче 1.34).



вдвое? Задачу решить в двух вариантах: а) считая, что оба режима (старый и новый) находятся в области ламинарного течения; б) считая, что оба режима находятся в автомодельной области.

1.33. Жидкость относительной плотности 0,9 поступает самоотекотом из напорного бака, в котором поддерживается атмосферное давление, в ректификационную колонну (рис. 1.27). Давление в колонне  $0,4 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 40 \text{ кПа}$ ) по манометру ( $p_{\text{изб}}$ ). На какой высоте  $x$  должен находиться уровень жидкости в напорном баке над местом ввода в колонну, чтобы скорость жидкости в трубе была  $2 \text{ м/с}$ . Напор, теряемый на трение и местные сопротивления,  $2,5 \text{ м}$ . Применить уравнение Бернулли.

1.34. 86% раствор глицерина спускается из напорного бака 1 в аппарат 2 по трубе диаметром  $29 \times 2 \text{ мм}$  (рис. 1.28). Разность уровней раствора  $10 \text{ м}$ . Общая длина трубопровода  $110 \text{ м}$ . Определить расход раствора, если относительная плотность его  $1,23$ , а динамический коэффициент вязкости  $97 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ . Местными сопротивлениями пренебречь. Режим течения принять ламинарным (с последующей проверкой). Уровень раствора в баке считать постоянным.

1.35. 20 т/ч хлорбензола при  $45^\circ \text{C}$  перекачиваются насосом из реактора 1 в напорный бак 2 (рис. 1.29). В реакторе над жидкостью поддерживается разрежение  $200 \text{ мм рт. ст.}$  ( $26,66 \text{ кПа}$ ), в напорном баке атмосферное давление. Трубопровод выполнен из стальных труб с незначительной коррозией диаметром  $76 \times 4 \text{ мм}$ , общей длиной  $26,6 \text{ м}$ . На трубопроводе установлены 2 крана, диафрагма ( $d_o = 48 \text{ мм}$ ) и 5 отводов под углом  $90^\circ$  ( $R_o/d = 3$ ). Хлорбензол перекачивается на высоту  $H = 15 \text{ м}$ .

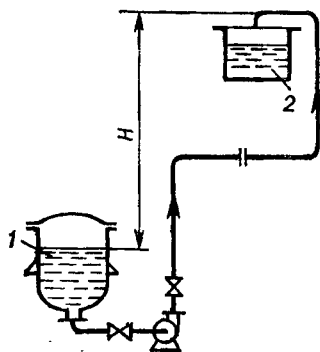


Рис. 1.29 (к контрольной задаче 1.35).

Найти мощность, потребляемую насосом, приняв общий к. п. д. насосной установки 0,7.

1.36. Кожухотрубчатый теплообменник (рис. 1.21) состоит из 187 стальных труб с незначительной коррозией ( $e = 0,2$  мм) диаметром  $18 \times 2$  мм, длиной 1,9 м. Кожух выполнен из трубы  $426 \times 12$  мм. По межтрубному пространству параллельно осям труб проходит  $3000 \text{ м}^3/\text{ч}$  азота (считая при нормальных условиях) под атмосферным давлением при средней температуре  $-10^\circ\text{C}$ . Диаметр входного и выходного штуцера 250 мм. Определить гидравлическое сопротивление межтрубного пространства.

1.37. В теплообменнике типа «труба в трубе» (рис. 1.12), состоящем из двух концентрических труб (внутренней диаметром  $44,5 \times 3,5$  мм и наружной диаметром  $89 \times 5$  мм), охлаждается от  $70$  до  $30^\circ\text{C}$  толуол в количестве  $1900 \text{ кг}/\text{ч}$ . Толуол проходит по кольцевому пространству между наружной и внутренней трубой; по внутренней трубе протекает охлаждающая вода, нагревающаяся от  $14$  до  $21^\circ\text{C}$ . Определить потерю давления на трение на  $1$  м длины трубы для толуола и для воды, принимая, что стальные трубы имеют незначительную коррозию. Средняя температура стенки внутренней трубы  $25^\circ\text{C}$ .

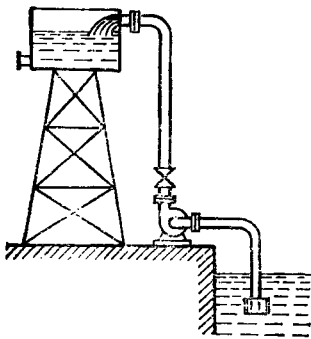
1.38. Привести формулу (1.39) к критериальному виду.

1.39. Какой должен быть взят геометрический масштаб модели, если в промышленном аппарате рабочая жидкость — нефть, а в модели — вода, кинематический коэффициент вязкости которой в 50 раз меньше, чем у нефти? Какую скорость надо дать воде в модели, если скорость нефти в промышленном аппарате  $1 \text{ м}/\text{с}$ ? Моделируются одновременно силы трения и силы тяжести.

1.40. Определить мощность, расходуемую при перекачке насоса  $4,6 \text{ м}^3/\text{ч}$  холодильного рассола (25% раствор  $\text{CaCl}_2$ ) из холодильной установки в конденсатор, расположенный над ректификационной колонной. Высота подъема  $16$  м, динамический коэффициент вязкости рассола  $9,5 \text{ мПа}\cdot\text{с}$ , плотность  $1200 \text{ кг}/\text{м}^3$ , диаметр трубопровода  $32 \times 2,5$  мм, общая длина  $80$  м. Стальные трубы имеют незначительную коррозию. На линии установлены 6 отводов под углом  $90^\circ$  ( $R_0/d = 4$ ) и 4 прямооточных вентиля. Общий к. п. д. насоса с электродвигателем 0,5.

1.41. По горизонтальному трубопроводу перекачивается жидкость. Во сколько раз возрастет расход энергии на перекачку, если через трубу будет проходить удвоенное количество жидкости? Коэффициент трения считать постоянным,  $\Delta p_{\text{доп}} = 0$ .

1.42. По стальному трубопроводу внутренним диаметром  $75$  мм требуется перекачивать  $25 \text{ м}^3/\text{ч}$  жидкости плотностью  $1200 \text{ кг}/\text{м}^3$ , с динамическим коэффициентом вязкости  $1,7 \text{ мПа}\cdot\text{с}$ . Конечная точка трубопровода выше начальной на  $24$  м. Длина трубопровода  $112$  м. На нем установлены 2 прямооточных вентиля и 5 прямоугольных отводов с радиусом изгиба  $300$  мм. Трубы имеют незначительную коррозию. Найти потребляемую мощность, если общий к. п. д. насосной установки 0,6.



1.43. Вода при  $10^\circ\text{C}$  подается из реки насосом в открытый резервуар (рис. 1.30). Верхняя точка на 50 м выше уровня воды в реке. Трубопровод стальной с незначительной коррозией, внутренний диаметр его 80 мм, расчетная длина (собственная длина плюс эквивалентная длина местных сопротивлений) 165 м. Насос подает  $575\text{ дм}^3/\text{мин}$ .

Какова расходуемая насосом мощность, если к. п. д. насосной установки 0,55?

1.44. По прямому воздухопроводу прямоугольного сечения  $400 \times 600$  мм, сделанному из кровельной стали, надо подавать  $14\,400$  кг/ч воздуха при  $27^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении. Длина воздухопровода 60 м. Найти требуемую мощность электродвигателя, если его к. п. д. 0,95, а к. п. д. вентилятора 0,4.

1.45. По трубопроводу с внутренним диаметром 100 мм подается диоксид углерода под давлением  $2\text{ кгс/см}^2$  (по манометру) при средней температуре  $75^\circ\text{C}$  с массовой скоростью  $30\text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ . Шероховатость трубы  $e = 0,7$  мм. Определить гидравлическое сопротивление горизонтального трубопровода при длине его 90 м и при наличии четырех колен под углом  $90^\circ$  и задвижки. Определить также мощность, потребляемую газодувкой для перемещения диоксида углерода, если ее к. п. д. составляет 50 %.

1.46. 40%-ный этиловый спирт спускается из бака по трубе диаметром  $33,5 \times 2,8$  мм. На трубе имеются кран и 2 колена под углом  $90^\circ$ . Общая длина трубопровода 49 м. Определить скорость спирта в трубопроводе (при разности высот 7,2 м). Коэффициент трения принять приблизительно равным 0,025. Найдя скорость спирта, проверить значение коэффициента трения. Температура спирта  $35^\circ\text{C}$ .

1.47. По трубопроводу диаметром  $26,8 \times 2,5$  мм стекает нитробензол с температурой  $44^\circ\text{C}$ . Начальная точка трубопровода выше конечной на 200 мм. Длина горизонтальной части трубопровода 242 м. Учесть только сопротивление трения. Найти массовый расход нитробензола и проверить принятый режим его движения.

1.48. В аппарат, работающий под давлением  $p_{\text{абс}} = 0,2$  МПа, надо подавать насосом воду из открытого резервуара по трубопроводу внутренним диаметром 70 мм. Верхняя точка трубопровода выше уровня воды в резервуаре на 5 м. Расчетная длина трубопровода (собственная длина плюс эквивалентная длина местных сопротивлений) 350 м. Коэффициент трения  $\lambda = 0,03$ . Найти зависимость между расходом воды, протекающей по трубопроводу, и потерей давления на преодоление всех сопротивлений трубопровода (найти уравнение характеристики сети).



1.49. Центробежный насос имеет следующую паспортную характеристику:

Расход воды, м <sup>3</sup> /ч	12	18	24	30
Создаваемый напор, м	38	36	32	26

Сколько воды будет подавать этот насос, если поставить его работать на сеть контрольной задачи 1.48? (Найти рабочую точку).

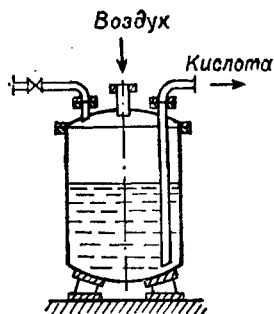
1.50. Вентилятор подает воздух, засасывая его из атмосферы. Подача вентилятора 12 500 м<sup>3</sup>/ч. Какое массовое количество воздуха подает вентилятор зимой ( $t = -15^\circ\text{C}$ ) и летом ( $t = 30^\circ\text{C}$ )?

1.51. Определить давление, развиваемое вентилятором, который подает воздух из атмосферы при температуре  $18^\circ\text{C}$  в пространство с избыточным давлением 43 мм вод. ст. Потери давления в трубопроводе 275 Па, скорость воздуха в нем 11,5 м/с.

1.52. Какое абсолютное давление (в кгс/см<sup>2</sup>) должен иметь воздух, подаваемый в монтажу (рис. 1.31) для подъема серной кислоты относительной плотности 1,78 на высоту 21 м? Гидравлическими потерями пренебречь.

1.53. Скорость струи на выходе из диффузора горизонтального водоструйного насоса (см. рис. 2.10) 2,35 м/с. Вода выходит из диффузора под атмосферным давлением. Диаметр выходного отверстия диффузора 62 мм, диаметр отверстия сопла (сечение  $I$ ) 30 мм. Пренебрегая потерями, определить теоретическую высоту  $H$ , на которую может быть поднята откачиваемая вода из открытого резервуара.

1.54. Определить гидравлическое сопротивление слоя сухой насадки высотой 3 м, состоящей из керамических колец  $15 \times 15 \times 2$  мм. Через насадку просасывается воздух при  $20^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении со скоростью 0,4 м/с (скорость фиктивная).



## Глава 2

### НАСОСЫ. ВЕНТИЛЯТОРЫ. КОМПРЕССОРЫ

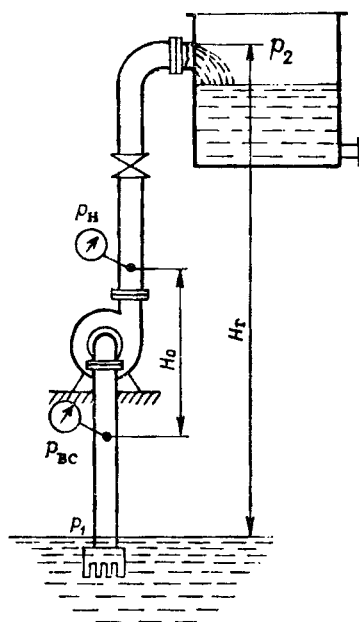
#### ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Полный напор, развиваемый насосом (рис. 2.1), определяется уравнением

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_{\Gamma} + h_{\Sigma}, \quad (2.1)$$

идентичным уравнению (1.49).

Рис. 2.1. Схема установки центробежного насоса.



Здесь  $H$  — полный напор, развиваемый насосом, в метрах столба перекачиваемой жидкости;  $p_2$  и  $p_1$  — давления в пространстве нагнетания и в пространстве всасывания, Па;  $\rho$  — плотность перекачиваемой жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $H_g$  — геометрическая высота подъема жидкости, м;  $h_{\text{н}}$  — напор, затрачиваемый на создание скорости и на преодоление трения и всех местных сопротивлений во всасывающей и нагнетательной линиях, м;  $g = 9,81 \text{ м/с}^2$  — ускорение свободного падения.

Этот же полный напор  $H$  может быть рассчитан и по другому уравнению:

$$H = \frac{p_n - p_{вс}}{\rho g} + H_0 + \frac{\omega_n^2 - \omega_{вс}^2}{2}, \quad (2.2)$$

где  $p_n$  — давление в нагнетательном трубопроводе на выходе жидкости из насоса, Па;  $p_{вс}$  — давление во всасывающем трубопроводе на входе жидкости в насос, Па;  $H_0$  — вертикальное расстояние между точками

измерения давлений  $p_n$  и  $p_{вс}$ , м;  $\omega_n$  — скорость жидкости в нагнетательном трубопроводе, м/с;  $\omega_{вс}$  — скорость жидкости во всасывающем трубопроводе, м/с

Если скорости  $\omega_n$  и  $\omega_{вс}$  близки и расстояние  $H_0$  мало, то уравнение (2.2) упрощается:

$$H \approx \frac{p_n - p_{вс}}{\rho g}. \quad (2.2a)$$

Формулы (2.1) и (2.2) получаются из уравнения Бернулли, составленного для соответствующих сечений потока. Формула (2.2) применяется при испытании действующих насосов, а формула (2.1) — при проектировании насосных установок.

2. Мощность  $N$  (в кВт), потребляемая двигателем насоса:

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta}. \quad (2.3)$$

Здесь  $Q$  — объемная производительность (подача) насоса \*, м<sup>3</sup>/с;  $\rho$  — плотность перекачиваемой жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $g = 9,81 \text{ м/с}^2$  — ускорение свободного падения;  $H$  — полный напор, развиваемый насосом, в метрах столба перекачиваемой жидкости;  $\eta$  — общий к. п. д. насосной установки, представляющий собой произведение к. п. д. насоса  $\eta_n$ , к. п. д. передачи  $\eta_{\text{п}}$  и к. п. д. двигателя  $\eta_{\text{д}}$ :

$$\eta = \eta_n \eta_{\text{п}} \eta_{\text{д}}. \quad (2.4)$$

С запасом на возможные перегрузки двигатель к насосу устанавливается несколько большей мощности  $N_{\text{уст}}$ , чем потребляемая мощность:

$$N_{\text{уст}} = \beta N.$$

\* В учебниках по насосным и вентиляторным установкам объемный расход жидкости (газа), подаваемой насосом (вентилятором), обычно обозначают через  $Q$ .

Таблица 2.1

$N$ , кВт	$\beta$	$N$ , кВт	$\beta$
$<1$	2—1,5	5—50	1,2—1,15
1—5	1,5—1,2	$>50$	1,1

Таблица 2.2

Температура, °С	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Давление насыщенного пара $h_t$ : м вод. ст.	0,09	0,12	0,24	0,43	0,75	1,25	2,02	3,17	4,82	7,14	10,33
кПа	0,88	1,18	2,36	4,22	7,36	12,26	19,82	31,1	47,3	70,04	101,3

Коэффициент запаса мощности  $\beta$  берется в зависимости от величины  $N$  (табл. 2.1).

3. Теоретическая высота всасывания поршневого насоса  $H_{\text{во}}$  (в м) определяется выражением (рис. 2.2):

$$H_{\text{во}} \leq A - h_t - \Sigma h, \quad (2.5)$$

где  $A$  — атмосферное давление;  $h_t$  — давление насыщенного пара всасываемой жидкости при температуре перекачивания  $t$ ;  $\Sigma h$  — потери высоты всасывания, включающие затрату энергии на сообщение скорости потоку жидкости и преодоление инерции столба жидкости во всасывающем трубопроводе, а также на преодоление трения и местных сопротивлений во всасывающей линии; с увеличением частоты вращения (числа оборотов) насоса  $\Sigma h$  возрастает.

Все величины:  $A$ ,  $h_t$ ,  $\Sigma h$  — выражены в метрах столба перекачиваемой жидкости.

Атмосферное давление  $A$  зависит от высоты места установки насоса над уровнем моря (табл. XIX).

Давление насыщенного пара всасываемой жидкости  $h_t$  определяется ее температурой. Для воды зависимость величины  $h_t$  от температуры представлена в табл. 2.2.

Практически для определения допускаемой высоты всасывания (в м) при перекачивании воды поршневыми насосами рекомендуется пользоваться данными табл. XX.

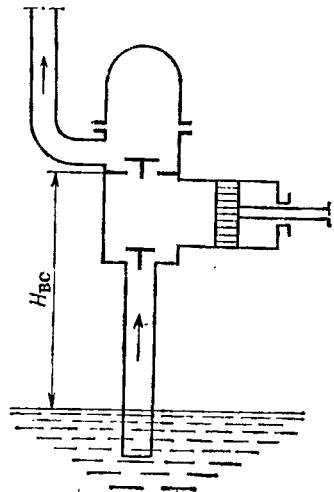


Рис. 2.2. Схема поршневого насоса.

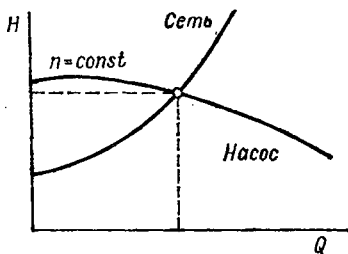


Рис. 2.3. Характеристики центробежного насоса (при  $n = \text{const}$ ) и сети.

4. Производительность поршневого насоса  $Q$  (в  $\text{м}^3/\text{с}$ ):

а) простого действия и дифференциального

$$Q = \eta_v \frac{Fsn}{60}; \quad (2.6)$$

б) двойного действия

$$Q = \eta_v \frac{(2F - f)sn}{60}. \quad (2.7)$$

Здесь  $\eta_v$  — коэффициент подачи, величина которого в среднем составляет 0,8—0,9;  $F$  — рабочая площадь (площадь поперечного сечения) поршня (плунжера),  $\text{м}^2$ ;  $f$  — площадь поперечного сечения штока;  $\text{м}^2$ ;  $s$  — ход поршня, м;  $n$  — частота вращения, т. е. число двойных ходов поршня в 1 мин.

5. Напор и производительность центробежного насоса при данной частоте вращения зависят друг от друга. Если на график этой зависимости, называемый характеристикой насоса, нанести кривую характеристики сети (рис. 2.3), то пересечение обеих кривых даст так называемую рабочую точку, определяющую напор и производительность насоса при работе его на данную сеть.

К. п. д. центробежного насоса меняется при изменении напора и производительности.

При изменении в небольших пределах частоты вращения  $n$  центробежного насоса изменения его подачи  $Q$ , напора  $H$  и потребляемой мощности  $N$  определяются следующими соотношениями:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \quad \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3. \quad (2.8)$$

Высота всасывания центробежного насоса  $H_{\text{вс}}$  (в м) рассчитывается по формуле:

$$H_{\text{вс}} \leq A - h_t - h_{\text{п. вс}} - h_{\text{нав}},$$

где  $A$  — атмосферное давление;  $h_t$  — давление насыщенного пара всасываемой жидкости;  $h_{\text{п. вс}}$  — гидравлическое сопротивление всасывающей линии, включая затраты энергии на сообщение скорости потоку жидкости;  $h_{\text{нав}}$  — кавитационная поправка (уменьшение высоты всасывания во избежание кавитации), зависящая от производительности насоса  $Q$  (в  $\text{м}^3/\text{с}$ ) и частоты вращения  $n$  (в об/мин);  $h_{\text{нав}} = 0,00125 (Qn^2)^{0,67}$ .

Все величины:  $A$ ,  $h_t$ ,  $h_{\text{п. вс}}$ ,  $h_{\text{нав}}$  — выражены в метрах столба перекачиваемой жидкости.

6. Давление (точнее — повышение давления), создаваемое вентилятором \* при подаче воздуха (рис. 2.4):

$$\Delta p = (p_2 - p_1) + (\Delta p_{\text{вс}} + \Delta p_{\text{в}}) + \frac{w^2 \rho}{2} \quad (2.9)$$

\* Это давление в учебниках по вентиляционным установкам иногда называют полным напором вентилятора и обозначают буквой  $H$ .

$$\Delta p = \left( p_{\text{ст. н}} + \frac{w_{\text{н}}^2 \rho}{2} \right) - \left( p_{\text{ст. во}} + \frac{w_{\text{вс}}^2 \rho}{2} \right), \quad (2.10)$$

где  $p_1$  — давление в пространстве, из которого вентилятор забирает воздух, Па;  $p_2$  — давление в пространстве, куда вентилятор подает воздух, Па;  $\Delta p_{\text{вс}}$  и  $\Delta p_{\text{н}}$  — потери давления во всасывающей и нагнетательной линиях, Па;  $w$  — скорость воздуха на выходе из сети, м/с;  $p_{\text{ст. н}}$  и  $p_{\text{ст. во}}$  — статические давления непосредственно после вентилятора и до него, Па;  $w_{\text{н}}$  и  $w_{\text{вс}}$  — скорости воздуха в нагнетательном и всасывающем трубопроводах, м/с;  $\rho$  — плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>.

Уравнение (2.9) идентично уравнению (2.1) для насоса и уравнению (1.49). Уравнение (2.10) идентично уравнению (2.2) для насосов.

Если вентилятор подает не воздух, а другой газ, отличающийся по плотности от окружающего воздуха, то в предыдущих формулах  $\rho$  — плотность газа, а к правой части уравнения (2.9) добавляется величина:

$$\Delta p_{\text{вод}} = (\rho - \rho_{\text{вод}}) g z.$$

Здесь  $z$  — разность высот мест нагнетания и всасывания, м.

Мощность  $N$  (в кВт), расходуемая вентиляторной установкой:

$$N = \frac{Q \Delta p}{1000 \eta}, \quad (2.11)$$

где  $Q$  — подача вентилятора, м<sup>3</sup>/с;  $\Delta p$  — повышение давления, создаваемое вентилятором, Па;  $\eta = \eta_{\text{в}} \eta_{\text{л}} \eta_{\text{д}}$  — общий к. п. д. вентиляционной установки — см. уравнение (2.4).

7. Так же как и для центробежного насоса, графическая характеристика центробежного вентилятора меняет свое положение при изменении частоты вращения. При этом зависимость между старыми и новыми параметрами работы центробежного

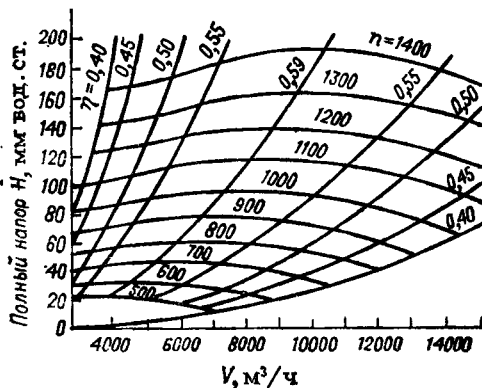
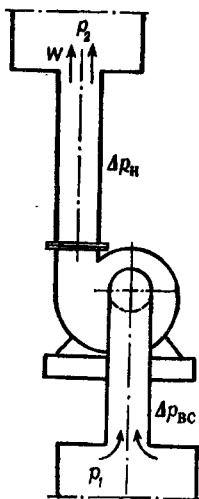


Рис. 2.4. Схема установки вентилятора.

Рис. 2.5. Характеристика центробежного вентилятора.

вентилятора при изменении частоты вращения в небольших пределах определяется формулой (2.8).

На рис. 2.5 показана примерная характеристика центробежного вентилятора при разных частотах вращения.

8. Теоретическая величина работы  $L_{ад}$  (в Дж/кг), затрачиваемой одноступенчатым компрессором при адиабатическом (изоэнтропическом) сжатии 1 кг газа, может быть подсчитана по формуле:

$$L_{ад} = \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] = \frac{k}{k-1} RT_1 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (2.12)$$

или

$$L_{ад} = i_2 - i_1. \quad (2.13)$$

Температура газа в конце процесса адиабатического сжатия определяется уравнением:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}. \quad (2.14)$$

В этих формулах  $k$  — показатель адиабаты, равный отношению  $c_p/c_v$ ;  $p_1$  и  $p_2$  — начальное и конечное давление газа, Па;  $v_1$  — удельный объем газа при начальных условиях, т. е. при давлении  $p_1$  и температуре  $T_1$ , м<sup>3</sup>/кг;  $i_1$  и  $i_2$  — начальная и конечная энтальпия (теплосодержание) газа, Дж/кг;  $R$  — газовая постоянная, равная 8310/М Дж/(кг·К);  $M$  — молярная масса газа.

Мощность  $N$  (в кВт), потребляемая двигателем одноступенчатого компрессора, сжимающего  $G$  кг газа в 1 ч от начального давления  $p_1$  до конечного давления  $p_2$ , рассчитывается по формуле:

$$N = \frac{GL_{ад}}{3600 \cdot 1000\eta} = \frac{G(i_2 - i_1)}{3600 \cdot 1000\eta}, \quad (2.15)$$

где  $\eta$  — общий к. п. д. компрессорной установки.

9. Производительность  $Q$  (в м<sup>3</sup>/с) поршневого компрессора простого действия определяется по уравнению:

$$Q = \lambda \frac{Fsn}{60}, \quad (2.16)$$

где  $\lambda$  — коэффициент подачи, безразмерный;  $F$  — площадь поршня, м<sup>2</sup>;  $s$  — длина хода поршня, м;  $n$  — частота вращения, об/мин.

Коэффициент подачи:

$$\lambda = (0,8 \div 0,95) \lambda_0.$$

Здесь  $\lambda_0$  — объемный к. п. д. компрессора, равный:

$$\lambda_0 = 1 - e_0 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right], \quad (2.17)$$

где  $e_0$  — отношение объема вредного (мертвого) пространства цилиндра к объему, описываемому поршнем;  $m$  — показатель политропы расширения сжатого газа, оставшегося во вредном пространстве.

10. Теоретическая величина работы  $L_{ад}$  (в Дж/кг), затрачиваемой многоступенчатым компрессором при адиабатическом сжатии 1 кг газа от начального давления  $p_1$  до конечного давления  $p_{кон}$ , определяется по формуле:

$$L_{ад} = n p_1 v_1 \frac{k}{k-1} \left[ \left( \frac{p_{кон}}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1 \right] =$$

$$= n R T_1 \frac{k}{k-1} \left[ \left( \frac{p_{кон}}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1 \right] \quad (2.18)$$

или

$$L_{ад} = \Delta i_1 + \Delta i_2 + \dots + \Delta i_n. \quad (2.19)$$

Здесь  $n$  — число ступеней сжатия;  $\Delta i_1, \Delta i_2, \dots$  — разности энтальпий газа для 1, 2, ... ступени [формула (2.13)].

Потребляемая многоступенчатым компрессором мощность рассчитывается по формуле (2.15). Для воздушных компрессоров иногда пользуются также уравнением:

$$N = \frac{1,69 G L_{вз}}{3600 \cdot 1000} = \frac{1,69 G R T_1 \ln \frac{p_{кон}}{p_1}}{3600 \cdot 1000}, \quad (2.20)$$

где  $N$  — мощность, кВт; 1,69 — установленный практически коэффициент, учитывающий отличие действительного процесса сжатия воздуха в компрессоре от изотермического.

Производительность многоступенчатого поршневого компрессора определяется производительностью первой ступени.

Пренебрегая потерей давления между ступенями, приближенно число ступеней сжатия  $n$  находят из уравнения:

$$x^n = p_{кон}/p_1, \quad (2.21)$$

откуда

$$n = \frac{\lg p_{кон} - \lg p_1}{\lg x},$$

где  $x$  — степень сжатия в одной ступени.

## ПРИМЕРЫ

**Пример 2.1.** Манометр на нагнетательном трубопроводе насоса (см. рис. 2.1), перекачивающего 8,4 м<sup>3</sup> воды в 1 мин, показывает давление 3,8 кгс/см<sup>2</sup> (~0,38 МПа). Вакуумметр на всасывающем трубопроводе показывает вакуум (разрежение) 21 см рт. ст. (~28 кПа). Расстояние по вертикали между местом присоединения манометра и местом присоединения вакуумметра 410 мм. Диаметр всасывающего трубопровода 350 мм, нагнетательного — 300 мм. Определить напор, развиваемый насосом.

**Решение.** Применяем формулу (2.2).

Скорость воды во всасывающем трубопроводе:

$$w_{вс} = \frac{8,4}{8,4 \cdot 0,785 \cdot 0,35^2} = 1,45 \text{ м/с.}$$

Скорость воды в нагнетательном трубопроводе:

$$w_{н} = \frac{8,4}{60 \cdot 0,785 \cdot 0,3^2} = 1,98 \text{ м/с.}$$

Давление в нагнетательном трубопроводе (принимая атмосферное давление равным  $1,013 \cdot 10^5$  Па, или 760 мм рт. ст.):

$$p_{н} = (3,8 + 1,013) 91 \cdot 10^4 \approx 474 000 \text{ Па.}$$

Давление во всасывающем трубопроводе:

$$p_{вс} = (0,76 - 0,21) 133,3 \cdot 1000 = 73 300 \text{ Па.}$$

Напор, развиваемый насосом:

$$H = \frac{474 000 - 73 300}{1000 \cdot 9,81} + 0,41 + \frac{1,98^2 - 1,45^2}{2 \cdot 9,81} = \\ = 40,8 + 0,41 + 0,09 = 41,3 \text{ м вод. ст.}$$

**Пример 2.2.** Поршневой насос, делающий 150 об/мин, должен перекачивать воду, нагретую до  $60^\circ\text{C}$ . Предварительные подсчеты показали, что затрата энергии на создание скорости, инерционные потери и гидравлические сопротивления всасывающей линии составляют в сумме 6,5 м вод. ст. Среднее атмосферное давление в месте установки насоса 736 мм рт. ст. На какой высоте над уровнем воды должен быть установлен насос?

**Решение.** Величина  $A - h_t - \sum h$  [формула (2.5)] в данном случае равняется:

$$\frac{0,736 \cdot 13 600}{1000} - 2,02 - 6,5 = 1,48 \text{ м,}$$

где  $h_t = 2,02$  м взято из табл. 2.2.

Следовательно, теоретическая высота всасывания не может быть больше 1,48 м. Практически, по данным табл. XX, высота всасывания в этом случае ( $n = 150$  об/мин) равна нулю, т. е. насос должен быть установлен ниже уровня жидкости («под заливом»).

**Пример 2.3.** Поршневой насос двойного действия (рис. 2.6) подает  $22,8 \text{ м}^3/\text{ч}$  жидкости. Частота вращения насоса 65 об/мин, диаметр плунжера 125 мм, диаметр штока 35 мм, радиус кривошипа 136 мм. Определить коэффициент подачи насоса.

**Решение.** Объем, вытесняемый плунжером за один оборот:

$$(2F - f) s = (2 \cdot 0,785 \cdot 0,125^2 - 0,785 \cdot 0,035^2) 0,272 = 0,00637 \text{ м}^3,$$

где 0,272 м — длина хода плунжера, равная удвоенному радиусу кривошипа.

Теоретическая подача насоса при 65 об/мин:

$$0,00637 \cdot 65 = 0,413 \text{ м}^3/\text{мин.}$$



Рис. 2.6 (к примеру 2.3).

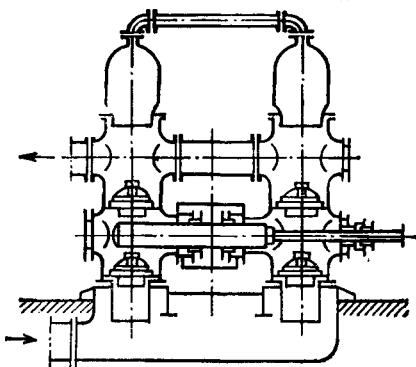
Действительная подача:

$$22,8/60 = 0,38 \text{ м}^3/\text{мин.}$$

Коэффициент подачи:

$$\eta_v = 0,38/0,413 = 0,92.$$

**Пример 2.4.** Поршневым насосом простого действия (см. рис. 2.2) с диаметром поршня 160 мм и ходом поршня 200 мм необходимо подавать 430 дм<sup>3</sup>/мин жидкости относительной плотности 0,93 из сборника в аппарат, давление в котором  $p_{\text{взб}} = 3,2 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,32 \text{ МПа}$ ). Давление в сборнике атмосферное. Геометрическая высота подъема 19,5 м. Полная потеря напора во всасывающей линии 1,7 м, в нагнетательной — 8,6 м. Какую частоту вращения надо дать насосу и какой мощности электродвигатель установить, если принять коэффициент подачи насоса 0,85 и коэффициенты полезного действия: насоса 0,8, передачи и электродвигателя по 0,95?



**Решение.** Из формулы (2.6) находим:

$$n = \frac{Q \cdot 60}{\eta_v F s}.$$

В нашем случае:

$$Q = \frac{430}{1000 \cdot 60} = 0,00717 \text{ м}^3/\text{с}; F = 0,785 \cdot 0,16^2 = 0,0201 \text{ м}^2;$$

$$n = \frac{0,00717 \cdot 60}{0,85 \cdot 0,0201 \cdot 0,2} = 126 \text{ об/мин.}$$

Напор, развиваемый насосом, определяем по формуле (2.1):

$$H = \frac{3,2 \cdot 9,81 \cdot 10^4}{930 \cdot 9,81} + 19,5 + 10,3 = 64,2 \text{ м.}$$

Мощность, потребляемую электродвигателем насоса, рассчитываем по формуле (2.3):

$$N = \frac{0,43 \cdot 930 \cdot 9,81 \cdot 64,2}{60 \cdot 1000 \cdot 0,72} = 5,82 \text{ кВт},$$

где 0,72 — общий к. п. д. насосной установки

$$\eta = \eta_{\text{н}} \eta_{\text{п}} \eta_{\text{д}} = 0,8 \cdot 0,95 \cdot 0,95 = 0,72.$$

В соответствии с данными табл. 2.1 необходимо установить (с запасом на перегрузки) электродвигатель мощностью

$$5,82 \cdot 1,17 = 6,8 \text{ кВт.}$$

**Пример 2.5.** Центробежный насос, делающий 1200 об/мин, показал при испытании следующие данные:

$Q$ , дм <sup>3</sup> /с . . . . .	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
$H$ , м . . . . .	23,5	25,8	25,4	22,1	17,3	11,9
$N$ , кВт . . . . .	5,16	7,87	10,1	11,3	12,0	18,5

Перекачивался раствор относительной плотности 1,12. Определить к. п. д. насоса для каждой производительности и построить графическую характеристику насоса.

**Решение.** К. п. д. насоса определяем из уравнения:

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta},$$

откуда

$$\eta = \frac{Q \rho g H}{1000 N}.$$

По этой формуле вычислены следующие значения к. п. д. насоса:

$Q$ , дм <sup>3</sup> /с . . . . .	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
$\eta$ . . . . .	0	0,39	0,587	0,643	0,637	0,36

Характеристика насоса представлена на рис. 2.7.

**Пример 2.6.** Требуется подавать 115 м<sup>3</sup>/ч раствора относительной плотности 1,12 из бака в аппарат на высоту 10,8 м, считая от уровня жидкости в баке. Давление в аппарате  $p_{\text{нзб}} = 0,4 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 40 \text{ кПа}$ ), давление в баке атмосферное. Трубопровод имеет диаметр 140×4,5 мм, его расчетная длина (собственная длина плюс эквивалентная длина местных сопротивлений) 140 м. Можно ли применить центробежный насос предыдущего примера, если принять коэффициент трения в трубопроводе  $\lambda$  равным 0,03?

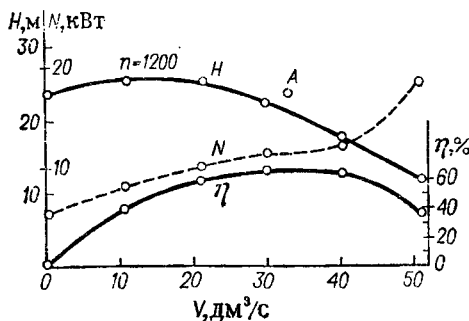
**Решение.** Определяем необходимый напор, который должен давать насос.

Скорость жидкости:

$$\omega = \frac{115}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,131^2} = 2,37 \text{ м/с.}$$

Скоростной напор:

$$h_{\text{ск}} = \frac{\omega^2}{2g} = \frac{2,37^2}{2 \cdot 9,81} = 0,286 \text{ м.}$$



Потеря напора на трение и местные сопротивления:

$$h_{\text{тр+м, с}} = \frac{\lambda (L + L_3)}{d} h_{\text{ск}} = \frac{0,03 \cdot 140}{0,131} \cdot 0,286 = 9,16 \text{ м.}$$

Рис. 2.7 (к примерам 2.5 и 2.6).

$n_1 = 1200$ об/мин	$Q_1, \text{дм}^3/\text{с}$	21,2	29,8	40,4
	$H_1, \text{м}$	25,4	22,1	17,3
$n_2 = 1260$ об/мин	$Q_2, \text{дм}^3/\text{с}$	22,3	31,3	42,5
	$H_2, \text{м}$	28,0	24,4	19,1

Требуемый полный напор насоса вычисляем по формуле (2.1):

$$H = \frac{0,4 \cdot 10\,000 \cdot 9,81}{1120 \cdot 9,81} + 10,8 + 9,16 + 0,286 = 23,8 \text{ м.}$$

Требуемая производительность насоса:

$$Q = \frac{115 \cdot 1000}{3600} = 32 \text{ дм}^3/\text{с.}$$

Обращаясь к рис. 2.7, мы видим, что точка  $A$  с координатами  $Q = 32 \text{ дм}^3/\text{с}$ ,  $H = 23,8 \text{ м}$  лежит выше кривой характеристики насоса, и, следовательно, данный насос при  $n_1 = 1200$  об/мин не сможет обеспечить требуемую производительность (при  $H = 23,8 \text{ м}$  насос может подавать только  $26 \text{ дм}^3/\text{с}$ ). Однако, если несколько увеличить частоту вращения, то насос окажется пригодным. Пользуясь соотношением (2.8)

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2} \text{ и } \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2,$$

можно подобрать необходимую новую частоту вращения  $n_2$ .

Если, например, взять  $n_2 = 1260$  об/мин и пересчитать данные примера 2.5 по формулам (2.8) на эту новую частоту вращения, то получим следующие результаты (табл. 2.3).

Вычертив по данным табл. 2.3 кривую характеристики насоса при  $n_2 = 1260$  об/мин (рис. 2.8), мы увидим, что при этой частоте вращения насос сможет обеспечить требуемые подачу ( $32 \text{ дм}^3/\text{с}$ ) и напор ( $23,8 \text{ м}$ ).

Мощность, потребляемую насосом при новой частоте вращения, определяем по формуле

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta},$$

считая приближенно, что к. п. д. насоса  $\eta$  не изменился\*. Значение его берем по данным примера 2.5, в котором было найдено, что для  $Q = 30 \div 40 \text{ дм}^3/\text{с}$  к. п. д. насоса  $\eta \approx 0,64$ .

Мощность, потребляемая насосом при  $n_2 = 1260$  об/мин:

$$N = \frac{32 \cdot 1120 \cdot 9,81 \cdot 23,8}{1000 \cdot 1000 \cdot 0,64} = 13,1 \text{ кВт.}$$

**Пример 2.7.** Определить коэффициент подачи шестеренчатого насоса (рис. 2.9), делающего 440 об/мин. Число зубьев на ше-

\* Мощность можно подсчитать также по формуле  $N_2 = N_1 \left(\frac{1260}{1200}\right)^3$ , взяв значение  $N_1$  по графику (рис. 2.7).

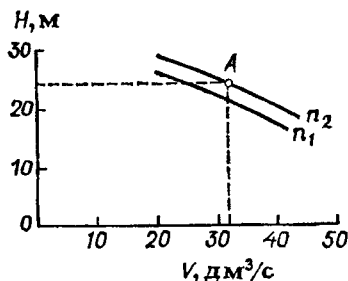


Рис. 2.8 (к примеру 2.6).

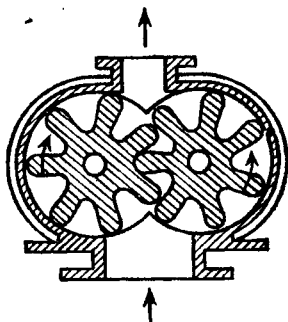


Рис. 2.9 (к примеру 2.7).

стерне 12, ширина зуба 42 мм, площадь сечения зуба, ограниченная внешней окружностью соседней шестерни,  $960 \text{ мм}^2$ . Насос подает  $0,312 \text{ м}^3/\text{мин}$ .

**Решение.** Производительность шестеренчатого насоса  $Q$  (в  $\text{м}^3/\text{с}$ ) определяется по формуле:

$$Q = \eta_v \frac{2f b z n}{60},$$

где  $\eta_v$  — коэффициент подачи;  $f$  — площадь сечения зуба, ограниченная внешней окружностью соседней шестерни,  $\text{м}^2$ ;  $b$  — ширина зуба, м;  $z$  — число зубьев на шестерне;  $n$  — частота вращения в 1 мин.

Теоретическая подача в нашем случае:

$$Q_T = 2f b z n / 60 = 2 \cdot 0,00096 \cdot 0,042 \cdot 12 \cdot 440 / 60 = 0,00708 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Действительная подача:

$$Q = 0,312 / 60 = 0,0052 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Отсюда коэффициент подачи:

$$\eta_v = Q / Q_T = 0,0052 / 0,00708 = 0,735.$$

**Пример 2.8.** Определить (пренебрегая потерями) теоретическое разрежение, которое может быть создано рабочей струей воды в камере  $A$  водоструйного насоса (рис. 2.10). Давление на выходе из диффузора атмосферное ( $1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$ , или  $760 \text{ мм рт. ст.}$ ), скорость струи в этом месте  $2,7 \text{ м/с}$ . Диаметр струи в сечении  $I$   $23 \text{ мм}$ , в сечении  $II$   $50 \text{ мм}$ .

**Решение.** Напишем, пренебрегая потерями, уравнение Бернулли для сечений струи  $I$  и  $II$ :

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}.$$

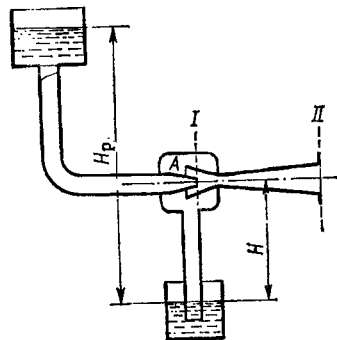


Рис. 2.10 (к примерам 2.8 и 2.9).

При горизонтальном расположении насоса:

$$z_1 = z_2.$$

Далее имеем:

$$w_1 = \frac{f_2}{f_1} w_2 = \left( \frac{50}{23} \right)^2 2,7 = 12,8 \text{ м/с.}$$

Из уравнения Бернулли находим:

$$\begin{aligned} p_1 = p_2 + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2} \rho &= 760 \cdot 133,3 + \frac{2,7^2 - 12,8^2}{2} 1000 = \\ &= 101\,300 - 78\,300 = 23\,000 \text{ Па.} \end{aligned}$$

Теоретическое разрежение, следовательно, составляет:

$$\frac{101\,300 - 23\,000}{9,81 \cdot 10^4} = 0,8 \text{ кгс/см}^2 \approx 80 \text{ кПа.}$$

**Пример 2.9.** Водоструйный насос (рис. 2.10) поднимает  $7,8 \text{ м}^3/\text{ч}$  перекачиваемой жидкости относительной плотности 1,02 на высоту  $H = 4 \text{ м}$ . Расход рабочей (напорной) воды при этом составляет  $9,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Напор рабочей воды перед насосом  $H_p = 22 \text{ м}$ . Определить к. п. д. водоструйного насоса.

**Р е ш е н и е.** Производимая насосом полезная работа (мощность):

$$N_{\text{пол}} = 7,8 \cdot 1020 \cdot 9,81 \cdot 4 / 3600 = 86,7 \text{ Вт.}$$

Затрачиваемая насосом мощность:

$$N = 9,6 \cdot 1000 \cdot 9,81 (22 - 4) / 3600 = 471 \text{ Вт.}$$

Отсюда к. п. д. водоструйного насоса:

$$\eta = \frac{86,7}{471} 100 = 18,4 \text{ \%}.$$

**Пример 2.10.** Определить давление, развиваемое вентилятором (см. рис. 2.4), который подает азот ( $\rho = 1,2 \text{ кг/м}^3$ ) из газохранилища в установку. Избыточное давление в газохранилище 60 мм вод. ст., в установке 74 мм вод. ст. Потери во всасывающей линии 19 мм вод. ст., в нагнетательной линии 35 мм вод. ст. Скорость азота в нагнетательном трубопроводе 11,2 м/с.

**Р е ш е н и е.** Давление, развиваемое вентилятором, находим по формуле (2.9).

Разность давлений в местах нагнетания и всасывания:

$$p_2 - p_1 = (74 - 60) 9,81 = 137 \text{ Па, или } 14 \text{ мм вод. ст.}$$

Общие потери во всасывающем и нагнетательном трубопроводах:

$$\Delta p_{\text{вс}} + \Delta p_{\text{н}} = (19 + 35) 9,81 = 530 \text{ Па, или } 54 \text{ мм вод. ст.}$$

Скоростное давление на выходе из трубопровода:

$$w^2 \rho / 2 = 11,2^2 \cdot 1,2 / 2 = 76 \text{ Па, или } 7,7 \text{ мм вод. ст.}$$

Давление, создаваемое вентилятором:

$$\Delta p = 137 + 530 + 76 = 743 \text{ Па, или } 76 \text{ мм вод. ст.}$$

**Пример 2.11.** Во всасывающем трубопроводе перед центробежным вентилятором имеется разрежение 15,8 мм вод. ст.; манометр на нагнетательном трубопроводе после вентилятора показывает избыточное давление 20,7 мм вод. ст. Расходомер показывает подачу воздуха 3700 м<sup>3</sup>/ч. Всасывающий и нагнетательный трубопроводы имеют одинаковый диаметр. Частота вращения в 1 мин равна 960. Вентилятор расходует 0,77 кВт. Определить давление, развиваемое вентилятором, и к.п.д. вентилятора. Как изменится производительность вентилятора, если увеличить частоту его вращения до 1150 об/мин, и какая мощность будет расходоваться при новой частоте вращения?

**Решение.** Давление, развиваемое вентилятором, находим по формуле (2.10). Так как всасывающий и нагнетательный трубопроводы имеют одинаковый диаметр, то скоростные давления одинаковы. Тогда

$$\Delta p = p_{\text{ст. н}} - p_{\text{ст. в}} = 20,7 \cdot 9,81 - (-15,8 \cdot 9,81) = 354 \text{ Па.}$$

Секундная подача вентилятора:

$$Q = 3700/3600 = 1,03 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Теоретический расход мощности:

$$N_T = 1,03 \cdot 354/1000 = 0,368 \text{ кВт.}$$

К. п. д. вентилятора:

$$\eta = N_T/N = 0,368/0,77 = 0,48.$$

Подачу вентилятора при  $n_2 = 1150$  об/мин определяем по формуле (2.8):

$$Q_2 = Q_1 (n_2/n_1) = 3700 (1150/960) = 4430 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Расходуемая мощность при новой частоте вращения:

$$N_2 = N_1 (n_2/n_1)^3 = 0,77 (1150/960)^3 = 1,33 \text{ кВт}$$

**Пример 2.12.** При испытании центробежного вентилятора с частотой вращения в 1 мин  $n = 1440$  получены следующие данные:

$Q$ , м <sup>3</sup> /ч . . . . .	100	350	700	1000	1600	2000
$\Delta p$ { Па . . . . .	449	424	432	427	387	316
мм вод. ст. . . . .	45,8	43,2	44,0	43,5	39,5	32,2

Сколько воздуха будет подавать этот вентилятор при работе на некоторую сеть (с той же частотой вращения, что и при испытании), если расчет сопротивления сети показал, что при прохождении через нее 1350 м<sup>3</sup>/ч воздуха получают следующие величины потерь давления:

$$\Delta p_{\text{сн}} = 85 \text{ Па, или } 8,7 \text{ мм вод. ст.}$$

$$\Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м. с}} = 288 \text{ Па, или } 29,4 \text{ мм вод. ст.}$$

Разность давлений в пространстве нагнетания и в пространстве всасывания для рассчитываемой сети составляет:

$$\Delta p_{\text{доп}} = p_2 - p_1 = 128 \text{ Па, или } 13 \text{ мм вод. ст.}$$

Рис. 2.11 (к примеру 2.12).

**Решение.** Для решения этой задачи необходимо найти рабочую точку на пересечении характеристик вентилятора и сети.

Характеристика сети выражается параболой, в уравнении которой

$$\Delta p = aQ^2 + b$$

первое слагаемое правой части  $aQ^2$  равно сумме потерь давления  $\Delta p_{сж} + \Delta p_{тр} + \Delta p_{м.с}$  и изменяется пропорционально квадрату расхода, а второе слагаемое  $b$  не зависит от расхода и представляет собой разность давлений в пространстве нагнетания и в пространстве всасывания, т. е.  $\Delta p_{доп}$ ;  $a$  — постоянный коэффициент.

Вычислим по имеющимся данным несколько точек этой параболы (табл. 2.4).

Нанесем на общий график (рис. 2.11) характеристику вентилятора по данным его испытания и характеристику сети по вычисленным точкам.

Точка пересечения обеих характеристик показывает, что при работе на заданную сеть вентилятор будет подавать  $1170 \text{ м}^3/\text{ч}$  воздуха.

**Пример 2.13.** Сравнить теоретическую затрату работы на сжатие  $1 \text{ м}^3$  воздуха от  $p_{абс} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$ : а) до  $p_{абс} = 10,8 \times 10^4 \text{ Па}$  и б) до  $p_{абс} = 49,1 \cdot 10^4 \text{ Па}$ . Рассчитать затрату работы как по термодинамической формуле для адиабатического сжатия, так и по гидравлической формуле (т. е. считая воздух несжимаемым).

**Решение.** а)  $p_1 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$ ;  $p_2 = 10,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$ .

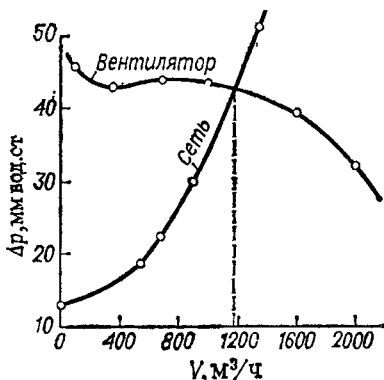


Таблица 2.4

Q, м³/ч	aQ²	Δp	
		Па	мм вод. ст.
1350	38,1	501	51,4
1350/1,5 = 900	38,1/1,5² = 16,9	293	29,9
1350/2 = 675	38,1/2² = 9,5	221	22,5
1350/2,5 = 540	38,1/2,5² = 6,1	187	19,1
0	0	128	13

**Примечание.** Значение  $b$  во всех случаях 128 Па (13 мм вод. ст.).

По формуле (2.12), если отнести работу сжатия в компрессоре к  $1 \text{ м}^3$  газа (при условиях всасывания), получаем (в Дж/м<sup>3</sup>):

$$L_{\text{ад}} = \frac{k}{k-1} p_1 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right].$$

Для воздуха  $k = 1,4$  (табл. V). Тогда

$$L_{\text{ад}} = \frac{1,4}{0,4} 9,81 \cdot 10^4 \left( 1,1^{\frac{0,4}{1,4}} - 1 \right) = 9520 \text{ Дж/м}^3.$$

Расчет по гидравлической формуле  $L_r = Q \Delta p$  дает при  $\Delta p = 10,8 \cdot 10^4 - 9,81 \cdot 10^4 = 9,9 \cdot 10^3$  Па:

$$L_r = 1 \cdot 9,9 \cdot 10^3 = 9900 \text{ Дж/м}^3,$$

б)  $p_1 = 9,81 \cdot 10^4$  Па;  $p_2 = 49,1 \cdot 10^4$  Па.

По термодинамической формуле:

$$L_{\text{ад}} = \frac{1,4}{0,4} 9,81 \cdot 10^4 \left( 5^{\frac{0,4}{1,4}} - 1 \right) = 201 \text{ 000 Дж/м}^3.$$

По гидравлической формуле при  $\Delta p = 49,1 \cdot 10^4 - 9,81 \cdot 10^4 = 39,3 \cdot 10^4$  Па:

$$L_r = 1 \cdot 39,3 \cdot 10^4 = 393 \text{ 000 Дж/м}^3.$$

Сравнивая варианты а) и б), мы видим, что в первом случае результаты, полученные по термодинамической и по гидравлической формулам, различаются всего на 3%. Этот случай ( $p_2/p_1 = 1,1$ ) соответствует предельной степени сжатия воздуха вентиляторами, для которых расчет потребляемой мощности производится, как мы видели выше, по гидравлической формуле.

Во втором случае ( $p_2/p_1 = 5$ ), который соответствует сжатию воздуха в компрессоре, результаты, полученные по формуле адиабатического сжатия и по гидравлической формуле, расходятся на 100%. Для расчета мощности, потребляемой компрессором, всегда применяются термодинамические формулы (2.12) и (2.13).

На теоретической индикаторной диаграмме поршневого компрессора (рис. 2.12) ясно видно, что площадь  $abce$  (представляющая собой затрачиваемую работу адиабатического сжатия при  $p_2 = 1,1 \text{ кгс/см}^2$ ) приблизительно равна площади  $abde$ , но площадь  $afge$  (для  $p_2 = 5 \text{ кгс/см}^2$ ) далеко не равна площади  $afhe$ .

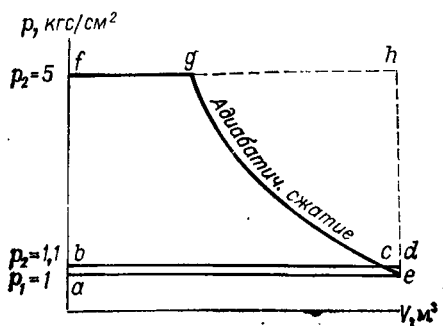


Рис. 2.12 (к примеру 2.13).



**Пример 2.14.** Определить мощность, потребляемую одноступенчатым поршневым компрессором, который сжимает 460 м<sup>3</sup>/ч (считая при 0 °С и 760 мм рт. ст.) аммиака от  $p_{абс} = 2,5$  кгс/см<sup>2</sup> до  $p_{абс} = 12$  кгс/см<sup>2</sup>. Начальная температура аммиака — 10 °С; к. п. д. компрессора 0,7. Определить также температуру аммиака в конце сжатия.

**Решение.** Определяем теоретическую работу компрессора по формуле (2.12) для адиабатического сжатия.

Для аммиака по табл. V находим:  $k = 1,29$ ,  $R = 8310/17 = 489$  Дж/(кг·К). Тогда

$$L_{ад} = \frac{1,29}{0,29} 489 \cdot 263 \left[ \left( \frac{12}{2,5} \right)^{\frac{0,29}{1,29}} - 1 \right] = 240\,000 \text{ Дж/кг.}$$

Эту же величину вычислим теперь по формуле (2.13). По диаграмме  $T - S$  для аммиака (рис. XXVI) находим для точки 1 ( $t_1 = -10$  °С;  $p_1 = 2,5$  кгс/см<sup>2</sup>)  $i_1 = 1440$  кДж/кг. Проведя из этой точки вертикальную прямую ( $S = \text{const}$ ) до пересечения с изобарой  $p_2 = 12$  кгс/см<sup>2</sup>, находим точку 2, для которой  $i_2 = 1673$  кДж/кг. Тогда по формуле (2.13)

$$L_{ад} = 1\,673\,000 - 1\,440\,000 = 233\,000 \text{ Дж/кг,}$$

что близко к найденному выше (расхождение около 3%).

Массовый расход аммиака:

$$G = 460 \cdot 0,76 = 350 \text{ кг/ч.}$$

Здесь 0,76 кг/м<sup>3</sup> — плотность аммиака при нормальных условиях:

$$\rho_0 = M/22,4 = 17/22,4 = 0,76 \text{ кг/м}^3.$$

Потребляемую компрессором мощность находим по формуле (2.15):

$$N = \frac{350 \cdot 240\,000}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,7} = 33,4 \text{ кВт.}$$

Температуру в конце сжатия вычисляем по уравнению (2.14):

$$T_2 = 263 \left( \frac{12}{2,5} \right)^{\frac{0,29}{1,29}} = 374 \text{ К} = 101^\circ \text{С.}$$

Если определить эту температуру непосредственно по  $T - S$  диаграмме, то найдем в точке 2:  $t_2 = 104$  °С.

**Пример 2.15.** Требуется подавать сжатый воздух под давлением  $p_{абс} = 4,5$  кгс/см<sup>2</sup> в количестве 80 кг/ч. Пригоден ли будет для этой цели одноступенчатый поршневой компрессор простого действия, имеющий диаметр цилиндра 180 мм, длину хода поршня 200 мм и делающий 240 об/мин? Вредное пространство составляет 5% от объема, описываемого поршнем. Показатель политропы расширения принять равным 1,25.

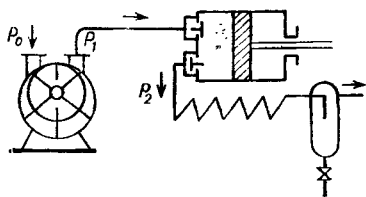


Рис. 2.13 (к примеру 2.15):

$$p_0 = 1 \text{ кгс/см}^2; \quad p_1 = 1,26 \text{ кгс/см}^2; \quad p_2 = 5,5 \text{ кгс/см}^2.$$

**Решение.** Определим по формуле (2.16) производительность компрессора. Предварительно необходимо найти объемный к. п. д. компрессора  $\lambda_0$ .

По уравнению (2.17) находим:

$$\lambda_0 = 1 - 0,05 \left( 5,5^{\frac{1}{1,25}} - 1 \right) = 0,854.$$

Примем коэффициент подачи:

$$\lambda = 0,85\lambda_0 = 0,85 \cdot 0,854 = 0,725.$$

Производительность компрессора:

$$Q = \frac{0,725 \cdot 0,18^2 \cdot 3,14 \cdot 0,2 \cdot 240}{4 \cdot 60} = 0,0147 \text{ м}^3/\text{с} = 53 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Считая, что компрессор всасывает атмосферный воздух с температурой  $\sim 20^\circ\text{C}$ , имеющий плотность  $1,2 \text{ кг/м}^3$ , получим массовую производительность компрессора:  $53 \cdot 1,2 = 63,6 \text{ кг/ч}$ .

Следовательно, компрессор не обеспечит заданной производительности ( $80 \text{ кг/ч}$ ). Однако требуемая массовая производительность при использовании данного компрессора все же может быть достигнута, если увеличить частоту вращения с 240 до  $(80/63,6) \times 240 = 302 \text{ об/мин}$  или если дать компрессору, не меняя частоты вращения, наддув установленной перед ним воздуходувкой, которая будет сжимать воздух от атмосферного давления до давления (абсолютного), равного  $80/63,6 = 1,26 \text{ кгс/см}^2$ , и с этим давлением подавать воздух на всасывание компрессора (рис. 2.13).

В обоих случаях специальным расчетом должна быть проверена динамика компрессора.

**Пример 2.16.** В одноступенчатом поршневом компрессоре, предназначенном для сжатия метана, вредное пространство составляет 8,5% от объема, описываемого поршнем. Считая процесс расширения сжатого газа из вредного пространства адиабатическим, определить, при каком предельном давлении нагнетания производительность компрессора станет равной нулю. Давление всасывания атмосферное.

**Решение.** Производительность компрессора станет равной нулю, когда равным нулю делается его объемный к. п. д., т. е.

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon_0 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right] = 0.$$

Согласно условию, расширение газа из вредного пространства считаем адиабатическим, т. е. вместо показателя политропы  $m$  берем показатель адиабаты  $k$ , равный для метана 1,31 (табл. V). Вредное пространство  $\epsilon_0 = 0,085$ . Давление всасывания  $p_1 = 1$  кгс/см<sup>2</sup>. Тогда

$$1 - 0,085 \left( p_2^{\frac{1}{1,31}} - 1 \right) = 0.$$

Из этого уравнения находим:  $p_2^{0,763} = 12,8$ , откуда  $p_2 \approx 28$  кгс/см<sup>2</sup>.

Следовательно, производительность компрессора будет равна нулю при давлении нагнетания  $p_{абс} = 28$  кгс/см<sup>2</sup>.

**Пример 2.17.** Сравнить температуру в конце сжатия, теоретическую затрату работы и величину объемного к. п. д. при сжатии воздуха от давления (абсолютного) 1 до 9 кгс/см<sup>2</sup>: а) в одноступенчатом поршневом компрессоре, б) в двухступенчатом компрессоре с промежуточным охлаждением между ступенями. Начальная температура воздуха и температура его после холодильника 20 °С. Объем вредного пространства составляет 8% от объема, описываемого поршнем.

**Решение.** а) Одноступенчатое сжатие.

Температуру в конце сжатия определяем по формуле (2.14). Для воздуха  $k = 1,4$  (табл. V):

$$T_2 = 293 \cdot 9^{\frac{0,4}{1,4}} = 293 \cdot 1,88 = 551 \text{ К} = 278^\circ \text{С}.$$

Теоретическую затрату работы вычисляем по формуле (2.12). Для воздуха по табл. V находим:

$$R = 8310/29 = 287 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Следовательно,

$$L_{ад} = \frac{1,4}{0,4} 287 \cdot 293 (1,88 - 1) = 260\,000 \text{ Дж/кг}.$$

Объемный к. п. д. компрессора находим по уравнению (2.17), принимая, что расширение воздуха из вредного пространства происходит по адиабате:

$$\lambda_0 = 1 - 0,08 \left( 9^{\frac{1}{1,4}} - 1 \right) = 0,7.$$

б) Двухступенчатое сжатие.

Степень сжатия в каждой ступени находим по уравнению (2.21):  $x^2 = 9$ , откуда  $x = 3$ .

Температура в конце сжатия в каждой ступени

$$T_2 = 293 \cdot 3^{\frac{0,4}{1,4}} = 293 \cdot 1,37 = 402 \text{ К} = 129^\circ \text{С}.$$

Суммарную теоретическую затрату работы в обеих ступенях вычисляем по формуле (2.18):

$$L_{ад} = 2 \cdot 287 \cdot 293 \frac{1,4}{0,4} \left( 1,88^{\frac{1}{1,4}} - 1 \right) = 218\,000 \text{ Дж/кг},$$

где  $1,88 = (p_{кон}/p_1)^{\frac{k-1}{k}}$ .

Объемный к. п. д.:

$$\lambda_0 = 1 - 0,08 \left( 3^{\frac{1}{1,4}} - 1 \right) = 0,905.$$

Сопоставим полученные результаты для одноступенчатого и двухступенчатого сжатия:

Число ступеней сжатия . . . . .	1	2
Температура в конце сжатия $T_2, ^\circ\text{C}$ . . . . .	278	129
Теоретическая затрата работы $L_{ад}, \text{Дж/кг}$ . . . . .	260 000	218 000
Объемный к. п. д. $\lambda_0$ . . . . .	0,7	0,905

Приведенное сопоставление ясно показывает преимущества двухступенчатого сжатия. Чем больше отношение  $p_{кон}/p_1$ , тем сильнее проявляются преимущества многоступенчатого сжатия.

**Пример 2.18.** Компрессор должен подавать  $210 \text{ м}^3/\text{ч}$  метана (считая при  $0^\circ\text{C}$  и  $760 \text{ мм рт. ст.}$ ), сжатого до давления  $p_{абс} = 55 \text{ кгс/см}^2$ . Начальное давление атмосферное, начальная температура  $18^\circ\text{C}$ . Определить: а) число ступеней сжатия и распределение давлений по ступеням; б) расходуемую мощность, принимая к. п. д. компрессора  $0,7$ ; в) расход воды в холодильниках компрессора при нагревании ее на  $10^\circ\text{C}$ .

**Решение.** а) При допускаемой степени сжатия в одной ступени  $\sim 4$  требуемое число ступеней, согласно уравнению (2.21), будет равно:

$$n = \lg 55 / \lg 4 = 2,9 \approx 3.$$

Пренебрегая потерей давления между ступенями, уточним степень сжатия в каждой ступени трехступенчатого компрессора (рис. 2.14):

$$x = \sqrt[3]{55} \approx 3,8.$$

Таким образом, приближенное распределение давлений по ступеням:

	$p_{нач}$	$p_{кон}$
I ступень	1	3,8
II »	3,8	14,45
III »	14,45	55

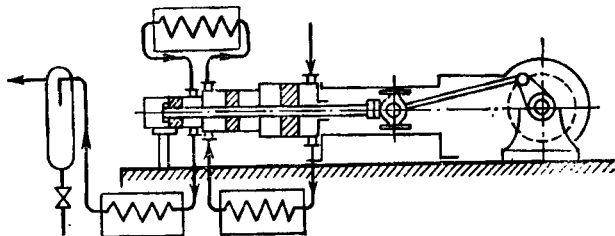


Рис. 2.14 (к примеру 2.18).

Рис. 2.15 (к примеру 2.18).

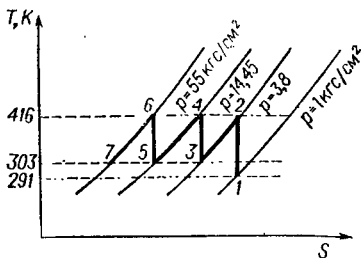
б) Теоретический расход работы определяем по формуле (2.18).

Для метана по табл. V находим:

$$k = 1,31; R = 8310/16 = 519 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$\rho_0 = 0,72 \text{ кг}/\text{м}^3 \text{ (при } 0^\circ \text{С и}$$

$$760 \text{ мм рт. ст.}).$$



Принимая, что в промежуточных холодильниках метан охлаждается до  $30^\circ \text{C}$ , получаем:

$$L_{ад} = 3 \cdot 519 \cdot 303 \frac{1,31}{0,31} \left( 55^{\frac{0,31}{1,31-3}} - 1 \right) = 746 \text{ 000 Дж}/\text{кг}.$$

Расходуемую мощность вычисляем по формуле (2.15):

$$N = \frac{210 \cdot 0,72 \cdot 746 \text{ 000}}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,7} = 44,6 \text{ кВт}.$$

в) Для определения расхода воды в холодильниках компрессора найдем температуру в конце сжатия в ступенях II и III, принимая, как уже было сказано, что в промежуточных холодильниках после I и II ступеней метан охлаждается до  $303 \text{ K}$  (рис. 2.15). В цилиндре I ступени компрессора температура в конце сжатия будет несколько ниже, так как в I ступень метан засасывается не при  $30^\circ \text{C}$ , а при  $18^\circ \text{C}$ .

По уравнению (2.14) имеем:

$$T_2 = 303 \cdot 3,8^{\frac{0,31}{1,31}} = 416 \text{ K} = 143^\circ \text{C}.$$

Принимая приближенно удельную теплоемкость метана при абсолютных давлениях 3,8; 14,45 и  $55 \text{ кгс}/\text{см}^2$  одинаковой и равной  $2,22 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ , находим, что в трех холодильниках компрессора (после I, II и III ступеней) охлаждающая вода всего должна отнимать теплоты:

$$Q = 3 \cdot 210 \cdot 0,72 \cdot 2,22 \cdot 10^3 (143 - 30)/3600 = 31 \text{ 700 Вт}.$$

Это же количество теплоты может быть подсчитано другим путем, как теплота, эквивалентная работе сжатия:

$$Q = L_{ад} V_0 \rho_0 = 746 \text{ 000} \cdot 210 \cdot 0,72/3600 = 31 \text{ 300 Вт}.$$

При нагревании воды на  $10^\circ \text{C}$  расход ее составит

$$G_{\text{н}} = \frac{Q}{c(t_2 - t_1)} = \frac{31 \text{ 700}}{4,19 \cdot 10^3 \cdot 10} = 0,756 \text{ кг}/\text{с} \text{ или } V_{\text{в}} = \\ = \frac{0,756 \cdot 3600}{1000} = 2,71 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Здесь  $c = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$  — удельная теплоемкость воды.

**Пример 2.19.** При помощи поршневого вакуум-насоса в аппарате должен быть создан вакуум (разрежение)  $0,9 \text{ кгс/см}^2$ . Считая процесс сжатия воздуха в вакуум-насосе политропическим (с показателем политропы  $1,25$ ), определить теоретический расход работы: а) в тот момент, когда достигнут вакуум  $0,1 \text{ кгс/см}^2$ , т. е. остаточное давление в аппарате стало равным  $0,9 \text{ кгс/см}^2$ ; б) когда давление в аппарате стало равным  $0,3 \text{ кгс/см}^2$ ; в) когда достигнут требуемый вакуум, т. е. остаточное давление в аппарате стало равным  $0,1 \text{ кгс/см}^2$ .

**Решение.** Подсчитываем теоретический расход работы на  $1 \text{ м}^3$  засасываемого газа (т. е. в  $\text{Дж/м}^3$ ) по формуле (2.12):

$$L = \frac{m}{m-1} p_1 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right],$$

где  $m$  — показатель политропы сжатия.

$$\text{а) } \frac{p_2}{p_1} = \frac{9,81 \cdot 10^4}{8,83 \cdot 10^4} = 1,11; \quad \frac{m}{m-1} = \frac{1,25}{0,25} = 5; \quad \frac{m-1}{m} = 0,2;$$

$$L = 5 \cdot 8,83 \cdot 10^4 (1,11^{0,2} - 1) = 9720 \text{ Дж/м}^3.$$

$$\text{б) } \frac{p_2}{p_1} = \frac{9,81 \cdot 10^4}{2,94 \cdot 10^4} = 3,33; \quad L = 5 \cdot 2,94 \cdot 10^4 (3,33^{0,2} - 1) = 40\,000 \text{ Дж/м}^3.$$

$$\text{в) } \frac{p_2}{p_1} = \frac{9,81 \cdot 10^4}{0,981 \cdot 10^4} = 10; \quad L = 5 \cdot 0,981 \cdot 10^4 (10^{0,2} - 1) = 28\,600 \text{ Дж/м}^3.$$

Мы видим, что расход работы, затрачиваемой вакуум-насосом, проходит через максимум. На этот максимум и рассчитывается мощность двигателя вакуум-насоса.

## КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

**2.1.** Насос перекачивает 30%-ную серную кислоту. Показание манометра на нагнетательном трубопроводе  $1,8 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,18 \text{ МПа}$ ), показание вакуумметра (разрежение) на всасывающем трубопроводе перед насосом  $29 \text{ мм рт. ст.}$  Манометр присоединен на  $0,5 \text{ м}$  выше вакуумметра. Всасывающий и нагнетательный трубопроводы одинакового диаметра. Какой напор развивает насос?

**2.2.** Насос перекачивает жидкость плотностью  $960 \text{ кг/м}^3$  из резервуара с атмосферным давлением в аппарат, давление в котором составляет  $p_{\text{наб}} = 37 \text{ кгс/см}^2$ , или  $\sim 3,7 \text{ МПа}$  (см. рис. 2.1). Высота подъема  $16 \text{ м}$ . Общее сопротивление всасывающей и нагнетательной линий  $65,6 \text{ м}$ . Определить полный напор, развиваемый насосом.

**2.3.** Определить к. п. д. насосной установки. Насос подает  $380 \text{ дм}^3/\text{мин}$  мазута относительной плотности  $0,9$ . Полный напор  $30,8 \text{ м}$ . Потребляемая двигателем мощность  $2,5 \text{ кВт}$ .

Рис. 2.16 (к контрольной задаче 2.6).

2.4. Производительность насоса  $14 \text{ дм}^3/\text{с}$  жидкости относительной плотности 1,16. Полный напор 58 м. К. п. д. насоса 0,64, к. п. д. передачи 0,97, к. п. д. электродвигателя 0,95. Какой мощности двигатель надо установить?

2.5. Поршневой насос (см. рис. 2.2) установлен на заводе, расположенном на высоте 300 м

над уровнем моря. Общая потеря высоты всасывания составляет 5,5 м вод. ст. Геометрическая высота всасывания 3,6 м. При какой максимальной температуре воды еще возможно всасывание?

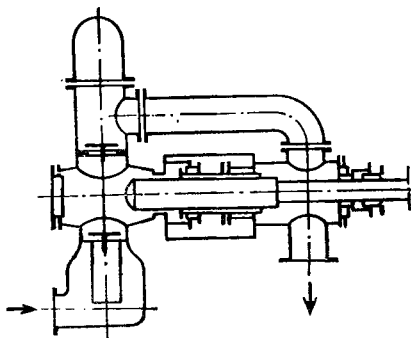
2.6. Определить производительность дифференциального поршня насоса (рис. 2.16), который имеет больший диаметр ступенчатого плунжера 340 мм, меньший — 240 мм. Ход плунжера 480 мм, частота вращения 60 об/мин. Коэффициент подачи 0,85. Определить также количество жидкости, подаваемой каждой стороной ступенчатого плунжера.

2.7. Поршневой насос двойного действия (см. рис. 2.6) наполняет бак диаметром 3 м и высотой 2,6 м за 26,5 мин. Диаметр плунжера насоса 180 мм, диаметр штока 50 мм, радиус кривошипа 145 мм. Частота вращения 55 об/мин. Определить коэффициент подачи насоса.

2.8. Центробежный насос, делающий 1800 об/мин, должен перекачивать  $140 \text{ м}^3/\text{ч}$  воды, имеющей температуру  $30^\circ\text{C}$ . Среднее атмосферное давление в месте установки насоса 745 мм рт. ст. Полная потеря напора во всасывающей линии составляет 4,2 м. Определить теоретически допустимую высоту всасывания.

2.9. Центробежный насос при перекачке  $280 \text{ дм}^3/\text{мин}$  воды создает напор  $H = 18 \text{ м}$ . Пригоден ли этот насос для перекачки жидкости относительной плотности 1,06 в количестве  $15 \text{ м}^3/\text{ч}$  по трубопроводу диаметром  $70 \times 2,5 \text{ мм}$  из сборника с атмосферным давлением в аппарат с давлением  $p_{\text{изб}} = 0,3 \text{ кгс}/\text{см}^2$ ? Геометрическая высота подъема 8,5 м. Расчетная длина трубопровода (собственная длина плюс эквивалентная длина местных сопротивлений) 124 м. Коэффициент трения в трубопроводе  $\lambda = 0,03$ . Определить также, какой мощности электродвигатель потребуется установить, если к. п. д. насосной установки составляет 0,55.

2.10. Центробежный насос для перекачки воды имеет следующие паспортные данные:  $Q = 56 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $H = 42 \text{ м}$ ,  $N = 10,9 \text{ кВт}$  при  $n = 1140 \text{ об}/\text{мин}$ . Определить: 1) к. п. д. насоса, 2) производительность его, развиваемый напор и потребляемую мощность при  $n = 1450 \text{ об}/\text{мин}$ , считая, что к. п. д. остался неизменным.



2.11. При испытании центробежного насоса получены следующие данные:

$Q$ , $\text{дм}^3/\text{мин}$	0	100	200	300	400	500
$H$ , м	37,2	38,0	37,0	34,5	31,8	28,5

Сколько жидкости будет подавать этот насос по трубопроводу диаметром  $76 \times 4$  мм, длиной 355 м (собственная длина плюс эквивалентная длина местных сопротивлений) при геометрической высоте подачи 4,8 м? Коэффициент трения  $\lambda = 0,03$ ;  $\Delta p_{\text{доп}} = 0$ . (Построить характеристики насоса и трубопровода и найти рабочую точку.)

Как изменится производительность насоса, если геометрическая высота подачи будет 19 м?

2.12. Определить производительность шестеренчатого насоса (см. рис. 2.9) по следующим данным: частота вращения 650 об/мин, число зубьев на шестерне 12, ширина зуба 30 мм, площадь сечения зуба, ограниченная внешней окружностью соседней шестерни,  $7,85 \text{ см}^2$ , коэффициент подачи 0,7.

2.13. Требуется выкачивать  $215 \text{ дм}^3/\text{мин}$  раствора относительной плотности 1,06 из подвального бака водоструйным насосом (см. рис. 2.10). Высота подъема 3,8 м. Давление воды перед насосом  $p_{\text{вх}} = 1,9 \text{ кгс}/\text{см}^2$  ( $\sim 0,19 \text{ МПа}$ ). К. п. д. насоса 0,15. Сколько кубометров воды будет расходовать в 1 ч водоструйный насос?

2.14. Какой мощности электродвигатель необходимо установить к вентилятору производительностью  $110 \text{ м}^3/\text{мин}$  при полном напоре 834 Па (85 мм вод. ст.)? К. п. д. вентилятора 0,47.

2.15. Центробежный вентилятор, делающий 960 об/мин, подает  $3200 \text{ м}^3/\text{ч}$  воздуха, потребляя при этом 0,8 кВт. Давление (избыточное), создаваемое вентилятором, 44 мм вод. ст. Каковы будут у этого вентилятора подача, давление и затрачиваемая мощность при  $n = 1250$  об/мин? Определить также к. п. д. вентилятора.

2.16. Какое количество воздуха будет подавать вентилятор примера 2.12 при работе на сеть, у которой при расходе  $1000 \text{ м}^3/\text{ч}$  сумма ( $\Delta p_{\text{ск}} + \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}}$ ) составляет 265 Па, а разность давлений в пространстве нагнетания и в пространстве всасывания равняется 20 мм вод. ст.?

2.17. Сколько воздуха будет подавать вентилятор примера 2.12 в сеть, у которой при расходе  $1350 \text{ м}^3/\text{ч}$  сумма ( $\Delta p_{\text{ск}} + \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}}$ ) составляет 167 Па, а  $\Delta p_{\text{доп}}$  равно 128 Па?

2.18. Какую частоту вращения надо дать вентилятору примера 2.12, если он должен подавать  $1500 \text{ м}^3/\text{ч}$  воздуха в сеть, полное сопротивление которой при этом расходе 422 Па?

2.19. Определить аналитическим путем и по диаграмме  $T - S$  температуру воздуха после адиабатического сжатия его от начального давления (абсолютного)  $1 \text{ кгс}/\text{см}^2$  до конечного давления  $3,5 \text{ кгс}/\text{см}^2$ . Начальная температура  $0^\circ\text{C}$ . Определить также затрату работы на сжатие 1 кг воздуха.



2.20. Определить мощность, потребляемую углекислотным поршневым компрессором производительностью  $5,6 \text{ м}^3/\text{ч}$  (при условиях всасывания). Компрессор сжимает диоксид углерода от 20 до  $70 \text{ кгс}/\text{см}^2$  (давление абсолютное). Начальная температура  $-15^\circ\text{C}$ . К. п. д. компрессора принять равным 0,65. Задачу решить как аналитическим путем, так и с помощью диаграммы  $T - S$  для углерода (рис. XXVII).

2.21. Определить объемный к. п. д. компрессора предыдущей задачи, если вредное пространство составляет 6% от объема, описываемого поршнем, а показатель политропы расширения  $m = 1,2$ .

2.22. Определить производительность и расходуемую мощность для одноступенчатого поршневого компрессора по следующим данным: диаметр поршня 250 мм, ход поршня 275 мм, объем вредного пространства 5,4% от объема, описываемого поршнем, частота вращения 300 об/мин. Компрессор сжимает атмосферный воздух до  $p_{\text{абс}} = 4 \text{ кгс}/\text{см}^2$ . Показатель политропы расширения на 10% меньше показателя адиабаты. Начальная температура воздуха  $25^\circ\text{C}$ . Общий к. п. д. компрессора 0,72.

2.23. Как изменяется производительность и потребляемая мощность компрессора предыдущей задачи, если дать ему воздуходувкой наддув до  $p_{\text{изб}} = 0,4 \text{ кгс}/\text{см}^2$  (см. рис. 2.13). Конечное давление (абсолютное)  $4 \text{ кгс}/\text{см}^2$ .

2.24. При каком давлении нагнетания объемный к. п. д. одноступенчатого поршневого компрессора, сжимающего этилен, упадет до 0,2? Давление всасывания  $1 \text{ кгс}/\text{см}^2$ . Расширение газа из вредного пространства считать адиабатическим. Объем вредного пространства составляет 7% от объема, описываемого поршнем.

2.25. Исходя из условия, что компрессорное смазочное масло допускает без заметного ухудшения смазки температуру в цилиндре не выше  $160^\circ\text{C}$ , определить предельное значение давления нагнетания в одноступенчатом поршневом компрессоре: а) для воздуха, б) для этана. Давление всасывания  $1 \text{ кгс}/\text{см}^2$ . Начальная температура  $25^\circ\text{C}$ . Процесс сжатия считать адиабатическим.

2.26. По данным примера 2.17 определить для одноступенчатого и двухступенчатого компрессоров теоретическую затрату работы по формулам (2.13) и (2.19).

2.27. Определить требуемое число ступеней поршневого компрессора, который должен сжимать азот от 1 до  $100 \text{ кгс}/\text{см}^2$  (давление абсолютное), если допускаемая температура в конце сжатия не должна превышать  $140^\circ\text{C}$ . Процесс сжатия считать адиабатическим. Начальная температура азота  $20^\circ\text{C}$ .

2.28. Определить теоретическую затрату работы на сжатие водорода от 1,5 до  $17 \text{ кгс}/\text{см}^2$  (давление абсолютное) при одноступенчатом и двухступенчатом сжатии. Начальная температура водорода  $20^\circ\text{C}$ .

2.29. Компрессор при испытании нагнетал атмосферный воздух в баллон объемом  $42,4 \text{ дм}^3$ . За 10,5 мин давление в баллоне

повысилось от 0 до 52 кгс/см<sup>2</sup> (давление избыточное), а температура воздуха в баллоне поднялась от 17 до 37 °С. Определить производительность компрессора в м<sup>3</sup>/ч (при нормальных условиях).

2.30. Определить потребляемую мощность и расход воды на холодильники поршневого компрессора, который сжимает 625 м<sup>3</sup>/ч (при нормальных условиях) этилена от давления (абсолютного)  $9,81 \cdot 10^4$  до  $176,6 \cdot 10^4$  Па. К. п. д. компрессора 0,75. Охлаждающая вода нагревается в холодильниках на 13 °С. Начальная температура газа 20 °С.

## ПРИМЕР РАСЧЕТА ЦЕНТРОБЕЖНОГО НАСОСА

Центробежный насос необходимо установить на высоте 5 м над уровнем открытого водоема для перекачки 45 м<sup>3</sup>/ч воды в реактор, работающий под избыточным давлением 0,1 МПа. Геометрическая высота подъема воды 20 м. Температура воды 20 °С. На линии нагнетания ( $L_{\text{н}} = 35$  м) расположены 2 отвода под углом 90° и 5 отводов под углом 110°, а также 2 нормальных вентиля и 1 прямоточный. На линии всасывания ( $L_{\text{вс}} = 15$  м) установлено 2 прямоточных вентиля и 3 отвода под углом 90° (в обоих случаях отношение радиуса изгиба к внутреннему диаметру трубопровода равно 4). Следует выбрать насос (по напору и мощности).

Решение. 1. Выбор диаметра трубопровода проведем, приняв скорость воды во всасывающей и нагнетательной линиях одинаковой и равной 1,5 м/с:

$$d = \sqrt{V/(0,785w)} = \sqrt{45/(3600 \cdot 0,785 \cdot 1,5)} = 0,103 \text{ м.}$$

Выбираем стальной трубопровод с незначительной коррозией.

2. Расчет потерь на трение и местные сопротивления.

Определим режим течения воды:

$$Re = wd\rho/\mu = 1,5 \cdot 0,103 \cdot 998 / (1,005 \cdot 10^{-3}) = 153 \cdot 420.$$

Режим турбулентный.

Среднее значение абсолютной шероховатости стенок труб  $e = 0,2$  мм (табл. Х11). Относительная шероховатость  $d_0/e = 103/0,2 = 515$ . По графику 1.5 находим значение коэффициента трения  $\lambda = 0,0235$ .

Сумма коэффициентов местных сопротивлений для всасывающей линии:

$$\sum \zeta_{\text{вс}} = \zeta_1 + 2\zeta_2 + 3\zeta_3 = 0,5 + 2 \cdot 0,5 + 3 \cdot 0,11 = 1,83,$$

где  $\zeta_1 = 0,5$  — вход в трубу (с острыми краями);  $\zeta_2 = 0,5$  — прямоточный ventиль (для  $d = 100$  мм и  $Re > 3 \cdot 10^5$ );  $\zeta_3 = AB = 1,0 \cdot 0,11 = 0,11$  — отвод под углом 90° (табл. Х111). Тогда

$$\begin{aligned} \Delta p_{\text{вс}} &= \left( \lambda \frac{L_{\text{вс}}}{d} + \sum \zeta_{\text{вс}} \right) \frac{\rho w^3}{2} = \\ &= \left( 0,0235 \frac{15}{0,103} + 1,83 \right) 998 \cdot 1,5^2 / 2 = 5894 \text{ Па.} \end{aligned}$$

Потери напора на всасывающей линии:

$$H_{\text{п. вс}} = \Delta p_{\text{вс}} / (\rho g) = 5894 / (998 \cdot 9,81) = 0,60 \text{ м.}$$

Сумма коэффициентов местных сопротивлений для нагнетательной линии:

$$\sum \zeta_{\text{н}} = \zeta_1 + 2\zeta_2 + 5\zeta_3 + 2\zeta_4 + \zeta_5 = 1 + 2 \cdot 0,11 + 5 \cdot 0,12 + 2 \cdot 4,1 + 0,5 = 10,52,$$

где  $\zeta_1 = 1$  — выход из трубы;  $\zeta_2 = A_2 B_2 = 1,0 \cdot 0,11 = 0,11$  — отвод под углом  $90^\circ$ ;  $\zeta_3 = A_3 B_3 = 1,13 \cdot 0,11 = 0,12$  — отвод под углом  $110^\circ$ ;  $\zeta_4 = 4,1$  — нормальный ventиль (при  $d = 100$  мм);  $\zeta_5 = 0,5$  — прямооточный ventиль (при  $Re > 3 \cdot 10^5$ ). Тогда

$$\Delta p_{\text{н}} = \left( 0,0235 \frac{35}{0,103} + 10,52 \right) \frac{998 \cdot 1,5^2}{2} = 20\,777 \text{ Па.}$$

Потери напора на нагнетательной линии:

$$H_{\text{н}} = \Delta p_{\text{н}} / (\rho g) = 20\,777 / (998 \cdot 9,81) = 2,12 \text{ м.}$$

Общие потери напора:

$$H_{\text{п}} = H_{\text{вс}} + H_{\text{н}} = 0,60 + 2,12 = 2,72 \text{ м.}$$

3. Выбор насоса.

По формуле (2.1) рассчитаем полный напор, развиваемый насосом:

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_{\text{г}} + H_{\text{п}} = \frac{0,1 \cdot 10^6}{998 \cdot 9,81} + 20 + 2,72 = 32,93 \text{ м.}$$

Полезная мощность насоса:

$$N = V \rho g H = 45 \cdot 998 \cdot 9,81 \cdot 32,93 / 3600 = 4030 \text{ Вт} = 4,03 \text{ кВт.}$$

Для центробежного насоса средней производительности примем  $\eta = \eta_{\text{д}} \eta_{\text{н}} = 0,6$ . Тогда мощность, потребляемая двигателем насоса:

$$N_{\text{дв}} = 4,03 / 0,6 = 6,7 \text{ кВт.}$$

По табл. 2.5 устанавливаем, что по заданным производительности и напору следует выбрать центробежный насос марки Х45/54, для которого при оптимальных условиях работы производительность  $Q = 1,25 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$ , напор  $H = 42$  м, к. п. д. насоса  $\eta_{\text{н}} = 0,6$ . Насос снабжен двигателем АО2-62-2 номинальной мощностью 17 кВт ( $\eta_{\text{д}} = 0,88$ , частота вращения вала  $n = 48,3$  об/с).

4. Предельная высота всасывания.

Для центробежных насосов запас напора, необходимый для исключения кавитации, рассчитывают по формуле:

$$H_{\text{нав}} = 0,3 (Q n^2)^{2/3} = 0,3 (0,0125 \cdot 48,3^2)^{2/3} = 2,84 \text{ м.}$$

По формуле (все слагаемые выражены в метрах перекачиваемой жидкости)  $H_{\text{пр. вс}} \leq A - h_{\text{г}} - H_{\text{вс}} - H_{\text{нав}}$ , где  $A$  — атмосферное давление,  $h_{\text{г}}$  — давление насыщенного пара при соответствующей температуре,

$$H_{\text{вс}} \leq 10,25 - 0,24 - 0,60 - 2,84 = 6,57 \text{ м.}$$

Здесь  $A = 10,25$  (табл. XIX),  $h_{\text{г}} = 0,24$  м при  $20^\circ\text{C}$  (табл. 2.2).

Таким образом, расположение насоса на высоте 5 м над уровнем водосема вполне допустимо.

Таблица 2.5

Марка насоса	Q, м³/с	H, м столба жидкости	n, об/с	η <sub>н</sub>	Электродвигатель		
					тип	N <sub>кВ</sub>	η <sub>д</sub>
X2/25	4,2 · 10 <sup>-4</sup>	25	50	—	АОЛ-12-2	1,1	—
X8/18	2,4 · 10 <sup>-3</sup>	11,3	48,3	0,40	АО2-31-2	3	—
		14,8			ВАО-31-2	3	0,82
X8/30	2,4 · 10 <sup>-3</sup>	17,7	48,3	0,50	АО2-32-2	4	—
		24			ВАО-32-2	4	0,83
X20/18	5,5 · 10 <sup>-3</sup>	10,5	48,3	0,60	АО2-31-2	3	—
		13,8			ВАО-31-2	3	0,82
X20/31	5,5 · 10 <sup>-3</sup>	18	48,3	0,55	АО2-41-2	5,5	0,87
		25			ВАО-41-2	5,5	0,84
X20/53	5,5 · 10 <sup>-3</sup>	34,4	48,3	0,50	АО2-52-2	13	0,89
		44			ВАО-52-2	13	0,87
X45/21	1,25 · 10 <sup>-2</sup>	13,5	48,3	0,60	АО2-51-2	10	0,88
		17,3			ВАО-51-2	10	0,87
X45/31	1,25 · 10 <sup>-2</sup>	19,8	48,3	0,60	АО2-52-2	13	0,89
		25			ВАО-52-2	13	0,87
X45/54	1,25 · 10 <sup>-2</sup>	32,6	48,3	0,60	АО2-62-2	17	0,88
		42			АО2-71-2	22	0,88
X90/19	2,5 · 10 <sup>-3</sup>	54	48,3	0,70	АО2-72-2	30	0,89
		13			АО2-51-2	10	0,88
X90/33	2,5 · 10 <sup>-2</sup>	16	48,3	0,70	АО2-52-2	13	0,89
		19			АО2-62-2	17	0,88
X90/49	2,5 · 10 <sup>-3</sup>	25	48,3	0,70	АО2-62-2	17	0,88
		29,2			АО2-71-2	22	0,90
X90/85	2,5 · 10 <sup>-3</sup>	33	48,3	0,65	АО2-72-2	30	0,90
		31,4			АО2-71-2	22	0,88
X90/85	2,5 · 10 <sup>-3</sup>	40	48,3	0,65	АО2-72-2	30	0,89
		49			АО2-81-2	40	—
X160/29/2	4,5 · 10 <sup>-3</sup>	56	48,3	0,65	АО2-81-2	40	—
		70			АО2-82-2	55	—
X160/49/2	4,5 · 10 <sup>-3</sup>	85	48,3	0,75	АО2-91-2	75	0,89
		20			ВАО-72-2	30	0,89
X160/29	4,5 · 10 <sup>-3</sup>	24	48,3	0,65	АО2-72-2	30	0,89
		29			АО2-81-2	40	—
X160/29	4,5 · 10 <sup>-3</sup>	33	48,3	0,75	АО2-81-2	40	—
		40,6			АО2-82-2	55	—
X160/29	4,5 · 10 <sup>-3</sup>	49	24,15	0,60	АО2-91-2	75	0,89
		29			АО2-81-4	40	—

Примечания. 1. Насосы предназначены для перекачивания химически активных и нейтральных жидкостей без включений (или с твердыми включениями с размером частиц до 0,2 мм при концентрации их до 0,2 %).

2. Каждый насос может быть изготовлен с тремя различными диаметрами колеса, что соответствует трем различным напорам (в области оптимального значения η<sub>н</sub>).

## ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ РАЗДЕЛЕНИЯ, ГИДРОДИНАМИКА ВЗВЕШЕННОГО СЛОЯ, ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

### ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

#### Осаждение

Осаждение под действием силы тяжести (пылевые камеры, отстойники).

1. Для описания в критериальной форме процесса осаждения шарообразной частицы в неподвижной неограниченной среде могут быть применены критерии подобия: Архимеда  $Ar$ , Лященко  $Lu$  и Рейнольдса  $Re$ .

Наиболее удобной формой критериальной зависимости является  $Lu = f(Ar)$ .

2. При так называемом ламинарном режиме осаждения, когда критерии имеют значения  $Ar < 3,6$ ;  $Lu < 2 \cdot 10^{-3}$ ;  $Re < 0,2$ , Стоксом теоретически получена следующая формула для скорости осаждения  $w_{oc}$  (в м/с) шарообразной частицы \*:

$$w_{oc} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18\mu_c} \quad (3.1)$$

Для осаждения частицы в газовой среде формула (3.1) упрощается:

$$w_{oc} = \frac{d^2 \rho g}{18\mu_c} \quad (3.2)$$

так как в этом случае величиной  $\rho_c$  можно пренебречь.

В формулах (3.1) и (3.2):  $d$  — диаметр шарообразной частицы м;  $\rho$  — плотность частицы, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_c$  — плотность среды, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_c$  — динамический коэффициент вязкости среды, Па·с, т. е. Н·с/м<sup>2</sup>, или кг/(м·с).

3. Определение скорости осаждения шарообразной одиночной частицы в неподвижной неограниченной среде по обобщенному методу, пригодному при любом режиме осаждения, осуществляют следующим образом.

Определяют критерий Архимеда:

$$Ar = Ga \frac{\Delta\rho}{\rho_c} = \frac{Re^2}{Fr} \frac{\rho - \rho_c}{\rho_c} = \frac{d^3 (\rho - \rho_c) \rho_c g}{\mu_c^2} \quad (3.3)$$

где  $Ga = Re^2/Fr$  — критерий Галилея.

Для осаждения в газовой среде:

$$Ar = d^3 \rho_c g / \mu_c^2$$

\* Практически возможно применение формулы Стокса и при более высоких значениях критериев Архимеда и Лященко.

По найденному значению критерия  $Ag$  определяют критерий  $Re$  или критерий  $Ly$  (рис. 3.1):

$$Ly = \frac{Re^3}{Ag} = \frac{Re Fr \rho_c}{\rho - \rho_c} = \frac{w_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g} \quad (3.4)$$

либо (если среда — газ)

$$Ly = \frac{w_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c g \rho}. \quad (3.4a)$$

Далее вычисляют скорость осаждения:

$$w_{oc} = \frac{Re \mu_c}{\rho_c d} \quad (3.5)$$

или

$$w_{oc} = \sqrt[3]{Ly \mu_c (\rho - \rho_c) g / \rho_c^2}. \quad (3.5a)$$

Для частицы неправильной формы скорость осаждения определяют тем же путем из критерия Лященко, но с подстановкой в критерий Архимеда вместо  $d$  величины  $d_3$ .

Эквивалентный диаметр  $d_3$  частицы неправильной формы вычисляют как диаметр условного шара, объем которого  $V$  равен объему тела неправильной формы:

$$d_3 = \sqrt[3]{6V/\pi} = 1,24 \sqrt[3]{M/\rho}, \quad (3.6)$$

где  $M$  — масса частицы, кг.

4. Диаметр осаждающейся шарообразной частицы при известной скорости осаждения находят обратным путем, т. е. вычисляют сначала критерий Лященко

$$Ly = \frac{w_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g}$$

и по найденному значению  $Ly$  определяют критерий  $Ag$  (рис. 3.1); из последнего по формуле (3.3) вычисляют диаметр шарообразной частицы.

5. Эквивалентный диаметр частицы твердого тела неправильной формы при известной скорости осаждения определяют таким же путем. Сначала определяют критерий  $Ly$  по формуле (3.4), затем находят значение критерия  $Ag$  из рис. 3.1 для частицы соответствующей формы и вычисляют ее эквивалентный диаметр:

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{Ag \mu_c^2}{(\rho - \rho_c) \rho_c g}}. \quad (3.7)$$

6. Площадь осаждения  $F_{oc}$  (в  $m^2$ ) пылеосадительной камеры или отстойника для суспензий (взвесей) определяется по формуле:

$$F_{oc} = V/w'_{oc}, \quad (3.8)$$

где  $V$  — объемный расход газа (жидкости), проходящего через аппарат параллельно поверхности осаждения,  $m^3/c$ ;  $w'_{oc}$  — средняя расчетная скорость осаждения частиц,  $m/c$ .

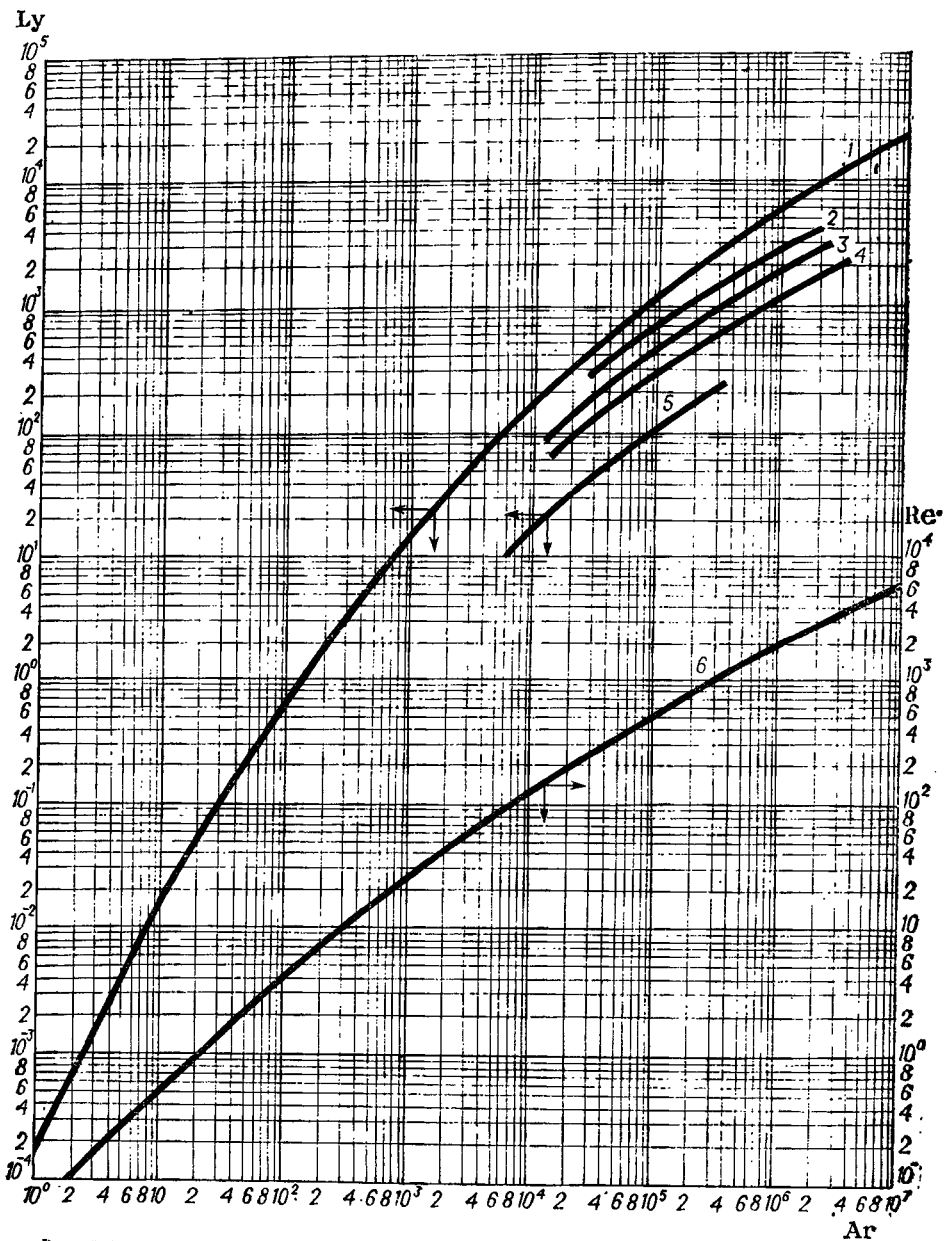
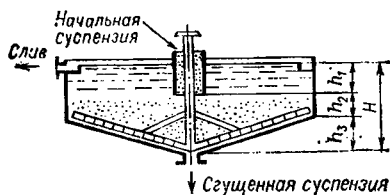


Рис. 3.1. Зависимость критериев  $Re$  и  $Ly$  от критерия  $Ar$  для осаждения одиночной частицы в неподвижной среде:  
 1 и 6 — шарообразные частицы; 2 — округленные; 3 — угловатые; 4 — продолговатые; 5 — пластинчатые.

Рис. 3.2. Отстойник непрерывного действия.



Отношение средней расчетной скорости стесненного осаждения частиц  $\omega'_{oc}$  к скорости осаждения одиночной частицы  $\omega_{oc}$  зависит от объемной концентрации суспензии.

При ориентировочных расчетах, учитывая приближенно отличие реальных условий осаждения от теоретических (стесненность осаждения, форма частиц, движение среды), среднюю расчетную скорость осаждения часто принимают равной половине теоретической скорости осаждения одиночной шарообразной частицы:

$$\omega'_{oc} = 0,5\omega_{oc}.$$

7. В применении к отстойнику непрерывного действия для отстаивания суспензий (рис. 3.2) формула (3.8) принимает вид:

$$F_{oc} = \frac{G_H \left(1 - \frac{c_H}{c_{сг}}\right)}{\rho_c \omega'_{oc}} \quad (3.9)$$

или

$$F_{oc} = \frac{V_0 (x_{сг} - x_H)}{\omega_{oc} x_{сг}}. \quad (3.10)$$

Здесь  $F_{oc}$  — площадь осаждения отстойника,  $m^2$ ;  $G_H$  — массовый расход начальной (разбавленной) суспензии,  $кг/с$ ;  $c_H$  — массовая концентрация твердой фазы в начальной суспензии,  $кг/кг$ ;  $c_{сг}$  — массовая концентрация твердой фазы в сгущенной суспензии (шламе),  $кг/кг$ ;  $\rho_c$  — плотность осветленной жидкости,  $кг/м^3$ ;  $V_0$  — объемный расход жидкой фазы, содержащейся в начальной суспензии,  $м^3/с$ ;  $x_H$  и  $x_{сг}$  — концентрации начальной суспензии и шлама,  $кг$  твердой фазы /  $кг$  жидкой фазы.

Осаждение под действием центробежной силы (циклоны)

8. Основные размеры циклона (рис. 3.3) определяются обычно в зависимости от его диаметра  $D$ . Для распространенных циклонов НИИОГАЗ (Научно-исследовательский институт по промышленной и санитарной очистке газа) эти размеры (в долях  $D$ ) даны в табл. 3.1.

Отличительной особенностью циклонов НИИОГАЗ является наклонный патрубок для поступающего газа.

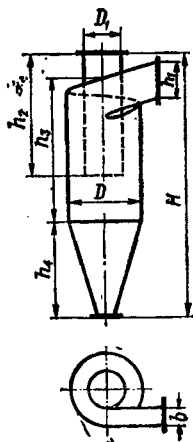


Рис. 3.3. Циклон НИИОГАЗ.



Таблица 3.1

Характеристика циклона	Тип циклона		
	ЦН-24	ЦН-15	ЦН-11
Диаметр выходной трубы $D_1$	0,6	0,6	0,6
Ширина входного патрубка $b$	0,26	0,26	0,26
Высота входного патрубка $h_1$	1,11	0,66	0,48
Высота выходной трубы $h_2$	2,11	1,74	1,56
Высота цилиндрической части $h_3$	2,11	2,26	2,08
Высота конической части $h_4$	1,75	2,0	2,0
Общая высота циклона $H$	4,26	4,56	4,38
Коэффициент сопротивления $\zeta_0$	60	160	250

Широко применяются три типа этих циклонов:

1) с углом  $24^\circ$  (ЦН-24); этот тип обеспечивает повышенную производительность при наименьшем гидравлическом сопротивлении; предназначен для улавливания крупной пыли;

2) с углом  $15^\circ$  (ЦН-15); этот тип обеспечивает хорошую степень улавливания при сравнительно небольшом гидравлическом сопротивлении;

3) с углом  $11^\circ$  (ЦН-11); этот тип обеспечивает повышенную эффективность и рекомендуется в качестве унифицированного пылеуловителя.

9. Диаметр циклона  $D$  определяют по условной скорости газа  $w_{ц}$ , отнесенной к полному поперечному сечению цилиндрической части циклона:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w_{ц}}}, \quad (3.11)$$

где  $V$  — объемный расход газа, проходящего через циклон,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

Скорость  $w_{ц}$  определяется по формуле (3.12). При этом предварительно задаются отношением  $\Delta\rho/\rho$  (см. пример 3.10). По данным [3.1] значения  $w_{ц}$  принимают равными 2,5—4 м/с.

10. Гидравлическое сопротивление  $\Delta\rho$  (в Па) циклона рассчитывают по уравнению:

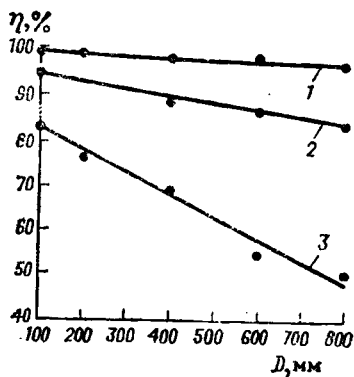
$$\Delta\rho = \zeta_0 \frac{w_{ц}^2 \rho}{2}, \quad (3.12)$$

где  $\zeta_0$  — коэффициент сопротивления циклона, безразмерный;  $\rho$  — плотность газа, проходящего через циклон,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

11. Степень улавливания пыли  $\eta$  в циклоне зависит, помимо свойств пыли, от диаметра циклона, а также от

Рис. 3.4. Степень улавливания пыли в циклоне ЦН-15

Значения  $d$  (в мкм): 1 — 15; 2 — 10; 3 — 5.



скорости газа  $w_{ц}$ , т. е. от отношения  $\Delta p/\rho$  в соответствии с формулой (3.12).

На рис. 3.4 показана зависимость степени улавливания  $\eta$  от диаметра циклона  $D$  при различных диаметрах частиц пыли  $d$ . График составлен для пыли с плотностью  $2300 \text{ кг/м}^3$  при  $\Delta p/\rho = 740 \text{ м}^2/\text{с}^2$ .

## Фильтрация

12. При  $\Delta p = \text{const}$  объем фильтрата  $V$ , прошедшего через  $1 \text{ м}^2$  фильтрующей поверхности за время  $\tau$ , и продолжительность фильтрования  $\tau$  связаны уравнением:

$$V^2 + 2VC = K\tau, \quad (3.13)$$

где  $C$  — константа фильтрования, характеризующая гидравлическое сопротивление фильтрующей перегородки (ткань),  $\text{м}^3/\text{м}^2$ ;  $K$  — константа фильтрования, учитывающая режим процесса фильтрования и физико-химические свойства осадка и жидкости [см. формулу (3.15)],  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $\tau$  — продолжительность фильтрования, с.

Константы  $K$  и  $C$  определяются опытным путем.

13. Скорость фильтрования [в  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ] в данный момент определяется по уравнению:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)}. \quad (3.14)$$

По этому уравнению может быть рассчитана и скорость промывки осадка промывной жидкостью, если вязкость промывной жидкости равна вязкости фильтрата и если промывная жидкость проходит через фильтр тем же путем, что и фильтрат. При этих условиях скорость промывки равняется скорости фильтрования в конечный момент.

Видоизмененное уравнение (3.14)

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K} V + \frac{2C}{K},$$

выражающее прямолинейную зависимость между величинами  $d\tau/dV$  и  $V$ , применяется для определения констант  $C$  и  $K$  по экспериментальным данным. Для этой цели откладывают по оси абсцисс измеренные значения  $V_1, V_2, \dots$ , а по оси ординат — соответствующие измеренные значения  $\Delta\tau_1/\Delta V_1, \Delta\tau_2/\Delta V_2, \dots$ . Проведя

по экспериментальным точкам прямою (рис. 3.5), находят затем  $K$  и  $C$  из уравнений:

$$\operatorname{tg} \beta = 2/K; \quad m = 2C/K.$$

14. Константа фильтрования  $K$  (в  $\text{м}^2/\text{с}$ ), отнесенная к  $1 \text{ м}^2$  фильтрующей поверхности, при  $\Delta p = \text{const}$  связана с удельным сопротивлением осадка уравнением [3.10]:

$$K = \frac{2\Delta p}{\mu cr}, \quad (3.15)$$

где  $\Delta p$  — перепад давлений на фильтре, Па;  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости фильтрата, Па·с;  $r$  — удельное сопротивление осадка (в расчете на  $1 \text{ кг}$  содержащегося в нем твердого сухого вещества),  $\text{м}/\text{кг}$ ;  $c$  — масса сухого твердого вещества, отлагающегося на фильтре при прохождении через фильтрующую поверхность  $1 \text{ м}^3$  фильтрата,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

15. Величина  $c$  (в  $\text{кг}/\text{м}^3$ ) может быть выражена через концентрацию фильтруемой суспензии  $x$  следующим образом (см. пример 3.11):

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx}. \quad (3.16)$$

Здесь  $\rho$  — плотность фильтрата,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $x$  — массовая концентрация твердой фазы в суспензии,  $\text{кг}/\text{кг}$ ;  $m$  — масса влажного осадка в расчете на  $1 \text{ кг}$  содержащегося в нем сухого вещества,  $\text{кг}/\text{кг}$ .

При подстановке значения  $c$  в уравнение (3.15) получаем следующую формулу для константы  $K$  (в  $\text{м}^2/\text{с}$ ):

$$K = \frac{2\Delta p (1 - mx)}{\mu \rho x r}. \quad (3.17)$$

Если известна константа фильтрования  $K$ , то удельное сопротивление осадка  $r$  может быть найдено из уравнения (3.15), решенного относительно  $r$  (в  $\frac{\text{м}}{\text{кг сухого осадка}}$ ):

$$r = \frac{2\Delta p (1 - mx)}{K \mu x \rho}. \quad (3.18)$$

16. Константа фильтрования  $C$  (в  $\text{м}^3/\text{м}^2$ ), характеризующая сопротивление фильтрующей перегородки (ткани) и отнесенная к  $1 \text{ м}^2$  поверхности фильтра, при  $\Delta p = \text{const}$  определяется следующим выражением [3.10]:

$$C = \frac{r_{\text{TK}}}{rc} \quad (3.19) \quad \frac{\Delta \tau}{\Delta V}$$

или в соответствии с уравнением (3.16):

$$C = \frac{r_{\text{TK}} (1 - mx)}{rx\rho}, \quad (3.20)$$

где  $r_{\text{TK}}$  — удельное сопротивление фильтрующей ткани (на  $1 \text{ м}^2$  поверхности),  $\text{м}/\text{м}^2$ ;  $r$  — удельное сопротивление осадка,  $\text{м}/\text{кг}$ .

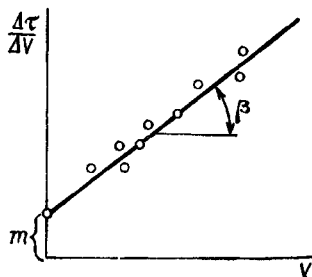


Рис. 3.5. Зависимость  $\Delta \tau / \Delta V$  от  $V$ .

Следовательно, если значение константы фильтрация  $C$  (в  $\text{м}^3/\text{м}^2$ ) известно, то удельное сопротивление ткани может быть вычислено по формуле:

$$r_{\text{тк}} = \frac{C r x \rho}{1 - m x}. \quad (3.21)$$

17. Концентрация промывной воды в любой момент времени от начала основного (диффузионного) периода промывки \* может быть вычислена по уравнению:

$$C = C_1 e^{-\frac{K w \tau}{\delta}}. \quad (3.22)$$

Здесь  $C_1$  — концентрация промывной воды в начале процесса;  $e$  — основное натуральное логарифмов ( $e = 2,718$ );  $K$  — коэффициент, учитывающий физико-химические свойства осадка и промывной воды, а также режим промывки (находится экспериментальным путем);  $w$  — удельная интенсивность промывки или скорость прохождения промывной воды,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ;  $\tau$  — продолжительность промывки, с;  $\delta$  — толщина слоя осадка, м.

Уравнение (3.22) после логарифмирования принимает вид:

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg C_1 - \lg C_2} = \frac{2,3\delta}{K w}, \quad (3.23)$$

где  $\tau_1$  и  $\tau_2$  — время начала и конца наблюдений в любой период процесса диффузионной промывки;  $C_1$  и  $C_2$  — соответствующие концентрации промывной воды.

Из уравнений (3.22) и (3.23) может быть найдена продолжительность промывки  $\tau$ , т. е. время, необходимое для заданного изменения концентрации вымываемого вещества в осадке, а также величина коэффициента  $K$ .

18. Количество сухого вещества  $G$  (в кг) в осадке, получаемом на фильтре, зависит от количества собранного фильтрата  $V$ , плотности фильтрата  $\rho$ , массовой доли твердой фазы в суспензии  $x$ , влажности осадка (выражаемой массовым отношением  $m$ ) и может быть вычислено по формуле:

$$G = V c = V \frac{\rho x}{1 - m x}. \quad (3.24)$$

19. Концентрация твердой фазы в суспензии  $x$  в зависимости от плотности суспензии  $\rho_c$  выражается формулой:

$$x = \frac{(\rho_c - \rho) \rho_{\text{тв}}}{(\rho_{\text{тв}} - \rho) \rho_c}. \quad (3.25)$$

Плотность суспензии:

$$\rho_c = \frac{n + 1}{\frac{1}{\rho_{\text{тв}}} + \frac{n}{\rho}} = \frac{\rho(1 + n) \rho_{\text{тв}}}{\rho + \rho_{\text{тв}} n}. \quad (3.26)$$

\* Во время основного периода промывки идет процесс диффузии растворимого вещества в промывную воду и удаления его с водой. Во время же начального периода промывки происходит лишь вытеснение фильтрата промывной водой из пор осадка.

В этих формулах  $x$  — массовая концентрация твердой фазы в суспензии, кг/кг;  $\rho_0$  — плотность суспензии, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho$  — плотность жидкой фазы, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_{ТВ}$  — плотность твердой фазы, кг/м<sup>3</sup>;  $n$  — масса жидкой фазы в суспензии на единицу массы твердой фазы ( $T : Ж = 1 : n$ ).

По формуле (3.26) можно вычислить и плотность влажного осадка, рассматривая его как концентрированную суспензию.

20. Расчет рукавных фильтров для газов сводится к определению требуемой поверхности  $F$  (в м<sup>2</sup>) фильтра по формуле

$$F = V/V_{уд} \quad (3.27)$$

где  $V$  — объемный расход запыленного газа;  $V_{уд}$  — удельный объемный расход запыленного газа в расчете на 1 м<sup>2</sup> поверхности ткани.

Величину  $V_{уд}$  принимают обычно равной 0,2—1 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·мин), а при улавливании крупной пыли до 2,5 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·мин).

## Центрифугирование

21. Центробежная сила  $C$  (в Н), развиваемая при центрифугировании, определяется по уравнению:

$$C = Mn^2/R = M\omega^2 R \approx 40Mn^2 R \approx 20Mn^2 D. \quad (3.28)$$

Здесь  $M$  — масса осадка и жидкости, находящихся в барабане центрифуги, кг;  $\omega$  — угловая скорость, с<sup>-1</sup>;  $D = 2R$  — диаметр барабана, м;  $n$  — частота вращения центрифуги, с<sup>-1</sup>.

Давление фильтрования (в Па) при центрифугировании приближенно

$$\Delta p_{ц} = C/F, \quad (3.29)$$

где  $C$  — центробежная сила, рассчитываемая по уравнению (3.28);  $F = \pi DH$  — средняя поверхность фильтрования, м<sup>2</sup>;  $D$  — внутренний диаметр барабана центрифуги, м;  $H$  — высота барабана (в центрифугах периодического и полунепрерывного действия) или длина зоны фильтрования (в центрифугах непрерывного действия), м;

более точно

$$\Delta p_{ц} = 20\rho_c n^2 (R_2^2 - R_1^2) = 5\rho_c n^2 (D_2^2 - D_1^2), \quad (3.30)$$

где  $\rho_c$  — плотность суспензии, кг/м<sup>3</sup>;  $D_1 = 2R_1$  — диаметр внутреннего слоя жидкости, м;  $D_2 = 2R_2$  — внутренний диаметр барабана, м;  $n$  — частота вращения центрифуги, с<sup>-1</sup>.

22. Фактором разделения в центрифугах называется отношение ускорения центробежной силы к ускорению силы тяжести:

$$f = C/P = \omega^2 R/g \approx 20F\Gamma_{ц}^*, \quad (3.31)$$

где  $R$  — радиус барабана, м;  $\omega$  — угловая скорость, с<sup>-1</sup>.

\* Фактор разделения представляет собой видоизмененный критерий Фруда (центробежный):

$$F\Gamma_{ц} = Dn^2/g.$$

23. Скорость фильтрования при центрифугировании может быть выражена в форме общего гидравлического закона:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p_{\Pi}}{R_{\Pi}}.$$

Здесь  $\Delta p_{\Pi}$  — перепад давлений при центрифугировании;  $R_{\Pi} = R_{0c} + R_{TK}$  — общее сопротивление при центрифугировании, равное сумме сопротивлений осадка и фильтрующей перегородки.

Величины сопротивлений  $R_{0c}$  и  $R_{TK}$  могут быть рассчитаны по уравнениям фильтрования или определены экспериментальным путем.

24. Глубина воронки  $h$  (в м) жидкости, образуемой при вращении барабана центрифуги, рассчитывается ориентировочно по формуле:

$$h = 2n^2 R^2, \quad (3.32)$$

где  $n$  — частота вращения барабана,  $c^{-1}$ ;  $R$  — радиус барабана, м.

По этой же формуле приближенно может быть рассчитана глубина воронки и в аппаратах с мешалкой.

25. Расход мощности в пусковой период для центрифуг периодического действия вычисляется по следующим формулам.

а) Мощность, расходуемая на преодоление инерции барабана и загрузки.

Работа  $T_1$  (в Дж), затрачиваемая на преодоление инерции барабана в пусковой период:

$$T_1 = \omega_2^2 M_6 / 2, \quad (3.33)$$

где  $\omega_2$  — установившаяся по достижении заданной частоты вращения окружная скорость вращения барабана (на внешней поверхности его с радиусом  $R_2$ ), м/с;  $M_6$  — масса барабана, кг.

Работа  $T_2$  (в Дж), затрачиваемая на преодоление инерции загрузки в пусковой период (объем загруженного материала принят равным половине полного объема барабана):

$$T_2 = 0,75 \omega_1^2 \rho V / 4. \quad (3.34)$$

Здесь  $\omega_1$  — окружная скорость вращения на внутреннем радиусе барабана  $R_1$ , м/с;  $\rho$  — плотность загруженного материала,  $кг/м^3$ ;  $V$  — полный объем барабана центрифуги, равный  $\pi R_1^2 H$ ,  $м^3$ .

Мощность  $N_1$  (в Вт), расходуемая на преодоление инерции барабана и загрузки во время пускового периода:

$$N_1 = (T_1 + T_2) / \tau, \quad (3.35)$$

где  $\tau$  — продолжительность пускового периода, с.

По практическим данным  $\tau$  обычно составляет 1—3 мин.

Рис. 3.6. Схема действующих сил в барабане центрифуги.

б) Мощность  $N_2$  (в Вт), расходуемая на трение вала в подшипниках:

$$N_2 = \lambda M \omega_{вг}, \quad (3.36)$$

где  $\lambda$  — коэффициент трения, равный 0,07—0,1\*;  $M$  — масса всех вращающихся частей центрифуги вместе с загрузкой, кг;  $\omega_{вг}$  — окружная скорость вращения цапфы вала, м/с.

в) Мощность  $N_3$  (в Вт), расходуемая на трение стенки барабана о воздух:

$$N_3 = 2,94 \cdot 10^{-3} \beta R_2^2 \omega_{вг}^3 \rho_{в}, \quad (3.37)$$

где  $\rho_{в}$  — плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>;  $\beta$  — коэффициент сопротивления, равный в среднем 2,3.

г) Полный расход мощности  $N_T$  (в Вт) для центрифуги периодического действия в пусковой период:

$$N_T = N_1 + N_2 + N_3. \quad (3.38)$$

С учетом к. п. д. передаточного устройства  $\eta_{п}$  расходуемая мощность:

$$N = N_T / \eta_{п}. \quad (3.39)$$

Установочную мощность электродвигателей для центрифуг следует выбирать с запасом в 10—20%.

26. Расчет толщины стенки барабана центрифуги или проверка стенки на прочность могут быть сделаны по уравнению:

$$K_z = \frac{C_1 + C_2}{2f}. \quad (3.40)$$

Здесь  $K_z$  — допускаемое напряжение материала стенки барабана на разрыв, Па,  $f$  — площадь сечения стенки барабана, м<sup>2</sup> [так как действующее усилие воспринимается обеими частями сечения барабана, то общая площадь сечения равна  $2f$  (рис. 3.6)];  $C_1$  — центробежная сила полукольца стенки барабана, Н;  $C_2$  — центробежная сила полукольца загрузки, Н.

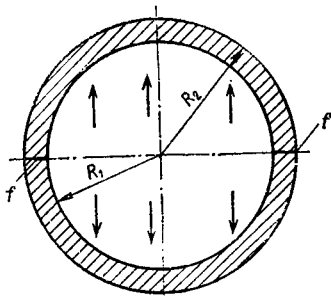
Величины  $C_1$  и  $C_2$  рассчитываются по уравнению (3.28). При этом расстояние  $R$  (в м) от центра тяжести вращающегося полукольца до оси вращения определяется по формуле:

$$R = \frac{4}{3\pi} \left( \frac{R_2^3 - R_1^3}{R_2^2 - R_1^2} \right), \quad (3.40a)$$

где  $R_1$  и  $R_2$  — внутренний и наружный радиусы полукольца, м.

27. а) Производительность  $V$  (объемный расход поступающей суспензии) отстойной центрифуги с ножевым съемом осадка типа

\* Для обыкновенных подшипников с кольцевой смазкой. Для шарикоподшипников  $\lambda = 0,03$ .



АОГ (в м<sup>3</sup>/с) при ламинарном режиме осаждения определяется по видоизмененному уравнению (3.8):

$$V = F' \omega \eta. \quad (3.41)$$

Здесь  $F' = 2\pi R_0 L$  — поверхность зеркала суспензии в барабане, м<sup>2</sup>;  $R_0$  — внутренний радиус кольцевого слоя суспензии, м;  $L$  — длина барабана, м;  $\omega = \omega_{ос}$  — скорость осаждения частиц под действием центробежной силы, м/с;  $\omega_{ос}$  — скорость осаждения частиц под действием силы тяжести, м/с;  $f$  — фактор разделения, определяемый по радиусу  $R_0$ ;  $\eta$  — коэффициент, учитывающий отношение действительной и теоретической производительности центрифуги, который при отсутствии опытных данных можно принимать равным 0,4—0,5; он зависит от скольжения жидкости относительно барабана, а также учитывает наличие вихрей, затрудняющих осаждение.

Формула (3.41) может быть приведена к удобному для расчетов виду (применение см. в примере 3.23):

$$V_{ч} = 25,3\eta L n^2 R_0^2 \omega_{ос} k, \quad (3.42)$$

где  $k$  — отношение времени подачи суспензии (время собственно центрифугирования) к общему времени работы центрифуги.

б) Производительность  $V$  (в м<sup>3</sup>/ч) по суспензии центрифуги НОГШ (непрерывнодействующей отстойной горизонтальной сошниковой выгрузкой осадка) определяется по уравнению

$$V = 3,5 [D_{сл}^2 L_{сл} (\rho - \rho_c) d^2 n^2] / \mu, \quad (3.42a)$$

где  $D_{сл}$  и  $L_{сл}$  — диаметр и длина «сливного цилиндра», м;  $\rho$  и  $\rho_c$  — плотность частиц и среды, кг/м<sup>3</sup>;  $d$  — крупность разделения (диаметр наименьших осаждаемых частиц), м;  $n$  — частота вращения ротора, об/мин;  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости среды, Па·с.

28. Производительность  $V$  (в м<sup>3</sup>/с) трубчатой сверхцентрифуги (по питанию) определяется из следующего выражения:

$$V \leq \omega V_{ж} / h, \quad (3.43)$$

где  $\omega$  — скорость осаждения частиц в центробежном поле, м/с;  $V_{ж} = 0,785 (D^2 - D_0^2) L$  — объем жидкости в барабане, м<sup>3</sup>;  $h$  — глубина потока в барабане, м;  $L$  — длина рабочей части барабана, м;  $D$  — внутренний диаметр барабана, м;  $D_0$  — диаметр сливного порога, м.

Условием хорошей работы сверхцентрифуги (без уноса частиц) расчетного диаметра является наличие ламинарного режима движения потока в барабане ( $Re \leq 350$ ). При больших значениях критерия  $Re$  необходимо увеличивать длину барабана.

### Гидродинамика взвешенного слоя

29. Для неподвижного слоя твердых частиц порозность, т. е. относительная доля объема, не занятого твердой фазой:

$$\varepsilon_0 = (V_{нас} - V) / V_{нас}. \quad (3.44)$$

В том случае, когда плотностью среды между частицами можно пренебречь по сравнению с плотностью самих частиц:

$$\varepsilon_0 = 1 - (\rho_{нас} / \rho). \quad (3.44a)$$

Здесь  $V$  и  $V_{нас}$  — объем, занимаемый частицами, и объем слоя, м<sup>3</sup>;  $\rho$  и  $\rho_{нас}$  — плотность частиц и плотность слоя (так называемая насыпная), кг/м<sup>3</sup>.



Практически порозность неподвижного насыпанного (неупорядоченного) слоя шарообразных частиц одинакового диаметра колеблется в пределах 0,38—0,42; в расчетах принимается среднее значение 0,40.

Для взвешенного слоя твердых частиц порозности

$$\varepsilon = (V_{\text{сл}} - V)/V_{\text{сл}}, \quad (3.45)$$

где  $V_{\text{сл}}$  — объем взвешенного слоя,  $\text{м}^3$ .

30. Условием перехода неподвижного слоя твердых частиц во взвешенное состояние является равенство силы давления со стороны среды (проявляющейся в наличии перепада давления по высоте слоя) и веса слоя, приходящегося на единицу площади его поперечного сечения.

Основной гидродинамической характеристикой взвешенного слоя (при неизменном количестве материала в нем) является постоянство  $\Delta p_{\text{сл}}$ :

$$\Delta p_{\text{сл}} = G_{\text{сл}}/S = \text{const}, \quad (3.46)$$

где  $G_{\text{сл}}$  — вес материала в слое, Н;  $S$  — площадь поперечного сечения,  $\text{м}^2$ .

Перепад давления (в Па) для потока, проходящего через взвешенный слой твердых частиц, определяется по уравнению:

$$\Delta p_{\text{сл}} = (\rho - \rho_c) g (1 - \varepsilon) h = (\rho - \rho_c) g (1 - \varepsilon_0) h_0, \quad (3.47)$$

где  $h$  и  $h_0$  — высота взвешенного и неподвижного слоев, м;  $\rho$  и  $\rho_c$  — плотность твердых частиц и среды,  $\text{кг/м}^3$ .

Если средой является газ, то  $\rho_c \ll \rho$ , и приближенно:

$$\Delta p_{\text{сл}} = \rho g (1 - \varepsilon) h = \rho g (1 - \varepsilon_0) h_0. \quad (3.47a)$$

Перепад давления (в Па) в газораспределительной решетке можно определить по уравнению:

$$\Delta p_{\text{реш}} = 0,503 w_0^2 \rho_c (1 - \varphi^2)/C^2. \quad (3.48)$$

Здесь  $\varphi$  — доля живого сечения решетки; эта величина часто принимается равной 0,01—0,05;  $w_0 = w/\varphi$  — скорость потока в отверстиях решетки, м/с;  $w$  — скорость потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с;  $C$  — коэффициент сопротивления решетки, зависящий от отношения  $d_0/\delta$  и определяемый по графику (рис. 3.7);  $d_0$  — диаметр отверстия решетки, м;  $\delta$  — толщина решетки, м.

31. Скорость потока, при которой сопротивление слоя становится равным весу слоя, приходящегося на единицу площади поперечного сечения, и при которой частицы неподвижного слоя переходят во

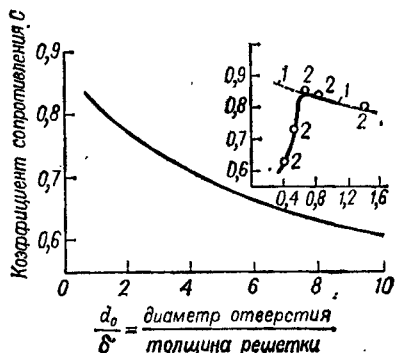


Рис. 3.7. Коэффициент сопротивления решеток;

1 — данные Г. Хьюмарка и Х. О' Коисела;  
2 — данные Д. И. Орочко и др.

взвешенное состояние, называется критической скоростью или скоростью псевдооживления. Критическая скорость для слоя сферических частиц одинакового диаметра определяется из уравнения [3.15]:

$$Re_{кр} = \frac{A\Gamma}{1400 + 5,22 \sqrt{A\Gamma}}. \quad (3.49)$$

Это уравнение выведено для средней порозности неподвижного слоя  $\varepsilon_0 = 0,4$  и дает погрешность  $\pm 20\%$ . В нем

$$\begin{aligned} Re_{кр} &= \frac{w_{кр} d}{\nu_c}; \quad A\Gamma = \frac{Re^2 (\rho - \rho_c)}{Fr \rho_c} = \\ &= \frac{d^3 (\rho - \rho_c) g}{\nu_c^2 \rho_c} = \frac{d^3 \rho_c (\rho - \rho_c) g}{\mu^2}, \end{aligned}$$

где  $w_{кр}$  — критическая скорость потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с;  $d$  — диаметр частиц, м;  $\rho$  и  $\rho_c$  — плотность частиц и среды, кг/м<sup>3</sup>;  $\nu_c$  — кинематический коэффициент вязкости среды, м<sup>2</sup>/с;  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости среды, Па·с.

Для газа ( $\rho_c \ll \rho$ ):

$$A\Gamma = \frac{d^3 \rho g}{\nu_c^2 \rho_0}.$$

Для частиц неправильной формы критическую скорость потока можно определить с учетом фактора формы:

$$\Phi = 0,207S/V^{2/3}, \quad (3.50)$$

где  $V$  — объем частицы, м<sup>3</sup>;  $S$  — поверхность частицы, м<sup>2</sup>.

При этом принимается, что эквивалентный диаметр  $d_0$  (в м) равен:

$$d_0 = \Phi d_{ш},$$

где  $d_{ш}$  — диаметр шара (в м), объем которого равен объему частицы ( $d_{ш} = 1,24 \sqrt[3]{V}$ ).

Для полидисперсного слоя, состоящего из частиц разного диаметра:

$$d_0 = 1 \left/ \sum_1^n \frac{x_i}{d_i} \right. \quad (3.51)$$

Здесь  $n$  — число фракций;  $d_i$  — средний ситовой размер  $i$ -й фракции (т. е. среднее между размерами проходного и непроходного сит);  $x_i$  — массовое содержание  $i$ -й фракции в долях единицы.

32. При увеличении скорости потока  $w$  происходит расширение (т. е. увеличение высоты и порозности) взвешенного слоя. Высота взвешенного слоя  $h$  (в м) связана с высотой неподвижного слоя  $h_0$  соотношением:

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} h_0. \quad (3.52)$$

Порозность взвешенного слоя может быть подсчитана по формуле:

$$\varepsilon = \left( \frac{18\text{Re} + 0,36\text{Re}^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21}. \quad (3.53)$$

Отношение рабочей скорости газа, отнесенной к полному сечению аппарата, к критической скорости называют числом псевдоожигения:

$$K_w = w/w_{кр}. \quad (3.54)$$

Действительная скорость потока в свободном (живом) сечении между частицами слоя определяется выражением:

$$w_d = w/\varepsilon. \quad (3.55)$$

33. Скорость потока, при которой одиночная частица переходит во взвешенное состояние, называется скоростью витания. Она приближенно соответствует началу разрушения моодисперсного взвешенного слоя. При этом  $\varepsilon = 1$ . Скорость витания может быть определена по формуле:

$$\text{Re}_{\text{вит}} = \frac{\text{Ar}}{18 + 0,61 \sqrt{\text{Ar}}}, \quad (3.56)$$

где

$$\text{Re}_{\text{вит}} = w_{\text{вит}} d \rho_c / \mu_c.$$

34. На рис. 3.8 представлен график зависимости  $Lu = f(\text{Ar}, \varepsilon)$  для взвешенного (кипящего) слоя от  $\varepsilon_0 = 0,4$  до  $\varepsilon = 1,0$ . График позволяет определять скорость потока  $w$ , необходимую для достижения заданной порозности взвешенного слоя, состоящего из частиц известного диаметра  $d$ , или решать обратную задачу.

35. Среднее расходное время пребывания  $\tau_0$  (в с) частиц твердого материала в аппарате со взвешенным слоем (одиночным):

$$\tau_0 = M/L. \quad (3.57)$$

Здесь  $M$  — масса материала, находящегося в слое, кг;  $L$  — расход твердого материала, кг/с.

Ввиду интенсивного перемешивания материала во взвешенном слое время пребывания в слое отдельных частиц значительно отличается от среднего расходного времени пребывания твердого материала в слое  $\tau_0$ . Если известно среднее расходное время  $\tau_0$  и задано некоторое время  $\tau$  (например, продолжительность какого-либо процесса, проводимого во взвешенном слое), то долю  $x$  частиц, имеющих время пребывания в слое, не меньшее чем  $\tau$ , можно определить по уравнению:

$$x = e^{-\tau/\tau_0}, \quad (3.58)$$

где  $e = 2,718$ .

Для получения более равномерного распределения частиц по времени пребывания применяют несколько последовательно расположенных взвешенных слоев. Доля  $x_n$  частиц материала,

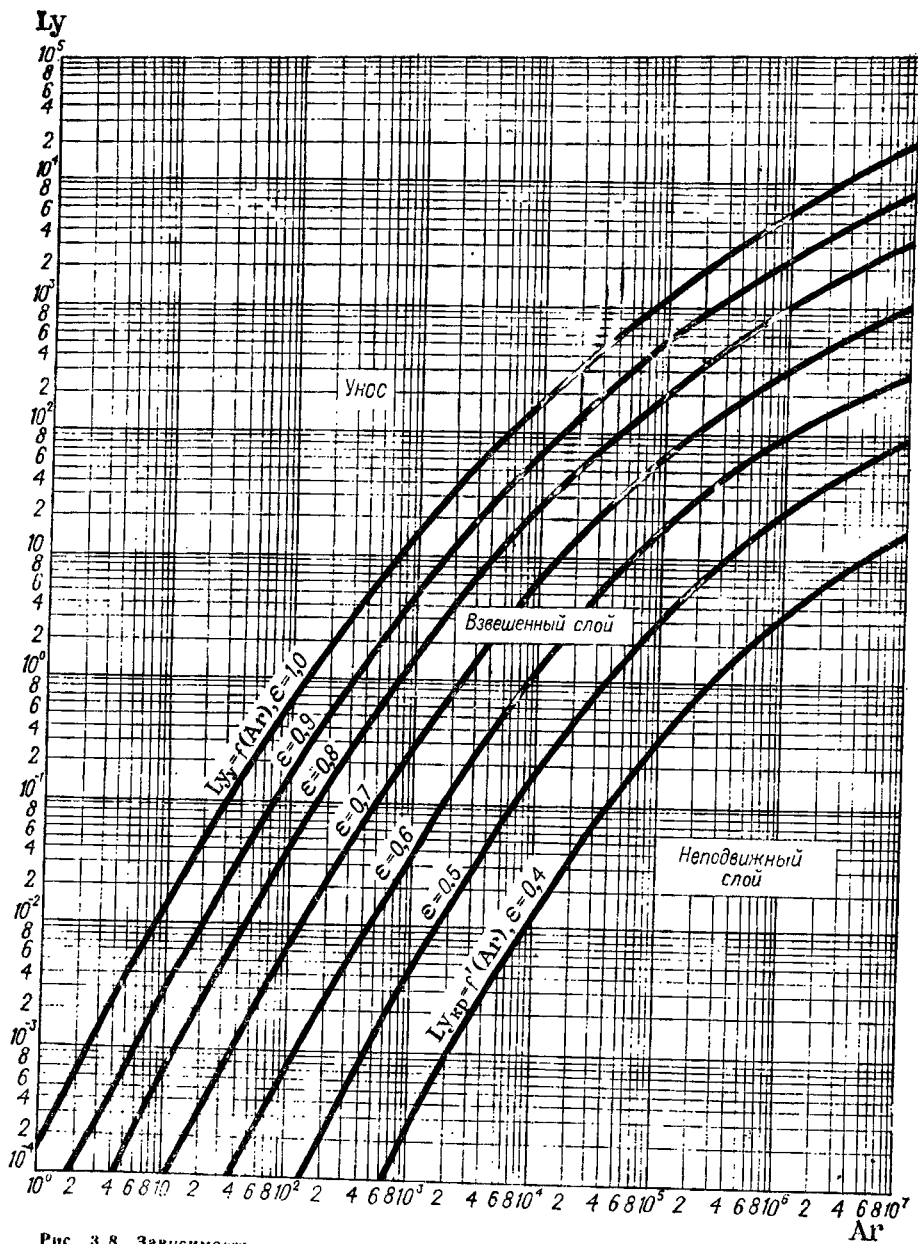


Рис. 3.8. Зависимость критерия  $Lu$  от критерия  $Ar$  и порозности  $\epsilon$  слоя,

имеющих в многослойном аппарате время пребывания, не меньше чем  $\tau$ , для аппарата с  $n$  взвешенными слоями составит:

$$x_n = \left[ 1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!} \left( \frac{\tau}{\tau_0} \right)^2 + \dots + \frac{1}{(n-1)!} \left( \frac{\tau}{\tau_0} \right)^{n-1} \right] e^{-\tau/\tau_0}. \quad (3.59)$$

### Перемешивание в жидкой среде

36. Критерии гидродинамического подобия для процесса перемешивания определяются следующим образом.

Критерий Рейнольдса (центробежный):

$$Re_{ц} = \rho n d^2 / \mu. \quad (3.60)$$

Критическое значение этого критерия:  $Re_{ц, кр} \approx 50$ .

Критерий мощности \*:

$$K_N = \frac{N}{\rho n^3 d^6}. \quad (3.61)$$

Критерий Фруда (центробежный):

$$Fr_{ц} = n^2 d / g. \quad (3.62)$$

В этих критериях:  $N$  — мощность, потребляемая мешалкой, Вт;  $\rho$  — плотность жидкости,  $кг/м^3$ ;  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с;  $n$  — частота вращения мешалки,  $с^{-1}$ ;  $d$  — диаметр мешалки, м;  $g = 9,81$  м/с<sup>2</sup> — ускорение свободного падения.

37. Критериальное уравнение для расчета мощности, потребляемой мешалкой, в общем виде:

$$K_N = f(Re_{ц}, Fr_{ц}, \Gamma_D, \Gamma_b, \Gamma_{H_0}, \dots).$$

Обычно влиянием силы тяжести пренебрегают. Тогда

$$K_N = \varphi(Re_{ц}, \Gamma_D, \Gamma_b, \Gamma_{H_0}, \dots),$$

где  $\Gamma = D/d$ ;  $\Gamma_b = b/d$ ;  $\Gamma_{H_0} = H_0/d$ , ..., — симплексы геометрического подобия, характеризующие конструкцию мешалки, влияние высоты слоя жидкости и другие геометрические факторы;  $d$  — диаметр мешалки, м;  $D$  — диаметр сосуда, м;  $b$  — ширина лопасти мешалки, м;  $H_0$  — высота слоя жидкости, м.

Для геометрически подобных аппаратов с мешалками обобщенное критериальное уравнение принимает вид:

$$K_N = c / Re_{ц}^m, \quad (3.63)$$

где  $c$  и  $m$  — постоянные величины (для данной конструкции мешалки и для определенного режима перемешивания).

Данные расхода энергии на перемешивание приведены в литературе [3.22]. Значения постоянных величин  $c$  и  $m$  в общем уравнении (3.63) для различных мешалок приведены в табл. XXI; на рис. VII дана зависимость  $K_N = f(Re_{ц})$  для тех же мешалок.

\* В литературе иногда называется центробежным критерием Эйлера и обозначается  $Eu_{ц}$ .

## ПРИМЕРЫ

### Осаждение

**Пример 3.1.** Найти верхний предел (т. е. наибольший диаметр частиц) применимости формулы Стокса к частицам кварца плотностью  $2650 \text{ кг/м}^3$ , осаждающимся в воде при  $20^\circ\text{C}$ .

**Решение.** Формула Стокса строго применима при  $Ag < 3,6$ . Поэтому наибольшая частица кварца, осаждение которой может быть рассчитано по формуле Стокса, должна иметь диаметр:

$$d = \sqrt[3]{\frac{3,6 \cdot 1^3 \cdot 10^{-6}}{(2650 - 1000) 1000 \cdot 9,81}} = 60 \cdot 10^{-6} \text{ м} = 60 \text{ мкм.}$$

**Пример 3.2.** Найти скорость осаждения в воде частиц кварцевого песка шарообразной формы диаметром  $0,9 \text{ мм}$ , если плотность песка  $2650 \text{ кг/м}^3$ , а температура воды  $20^\circ\text{C}$ .

**Решение.** Определяем критерий  $Ag$ :

$$\begin{aligned} Ag &= \frac{d^3 (\rho - \rho_c) \rho_c g}{\mu_c^2} = \\ &= \frac{0,9^3 \cdot 10^{-9} (2650 - 1000) 1000 \cdot 9,81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 1,18 \cdot 10^4, \end{aligned}$$

где для воды  $\mu_c = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$  (табл. VI).

По значению  $Ag = 1,18 \cdot 10^4$  из рис. 3.1 находим  $Re = 140$ .

Скорость осаждения частиц кварцевого песка шарообразной формы диаметром  $0,9 \text{ мм}$  определяем из выражения:

$$w_{oc} = \frac{Re \mu_c}{d \rho_c} = \frac{140 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0,0009 \cdot 1000} = 0,15 \text{ м/с.}$$

**Пример 3.3.** Определить размер наибольших шарообразных частиц мела, которые будут уноситься восходящим потоком воды, идущим со скоростью  $0,5 \text{ м/с}$ . Температура воды  $10^\circ\text{C}$ , плотность мела  $2710 \text{ кг/м}^3$ .

**Решение.** Определяем критерий  $Ly$  по формуле (3.4):

$$Ly = \frac{w_{oc}^3 \rho_a^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g} = \frac{0,5^3 \cdot 1000^2 \cdot 10^3}{1,3 (2710 - 1000) 9,81} = 5,72 \cdot 10^3,$$

где для воды при  $10^\circ\text{C}$   $\mu_c = 1,3 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ .

По найденному значению  $Ly = 5,72 \cdot 10^3$  из рис. 3.1 находим  $Re = 1750$ ; затем по формуле (3.5) определяем максимальный диаметр частиц мела, которые будут уноситься водой:

$$d = \frac{Re \mu_c}{w_{oc} \rho_c} = \frac{1750 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3}}{0,5 \cdot 1000} = 4,55 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 4,55 \text{ мм.}$$

**Пример 3.4.** Найти скорость осаждения в воде при  $20^\circ\text{C}$  частицы свинцового блеска угловатой формы с  $d_0 = 1 \text{ мм}$ . Плотность свинцового блеска  $7560 \text{ кг/м}^3$ .

**Р е ш е н и е.** Скорость осаждения частиц неправильной формы найдем из критерия  $Ly$ , предварительно определив значение критерия  $Ar$ :

$$Ar = \frac{d_3^3 (\rho - \rho_c) \rho_c g}{\mu_c^2} = \frac{1^3 \cdot 10^{-9} (7560 - 1000) 10^3 \cdot 9,81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 6,44 \cdot 10^4,$$

где  $\mu_c = 1 \cdot 10^{-8}$  Па·с (табл. VI).

По графику (рис. 3.1) находим для частиц угловатой формы  $Ly = 3,1 \cdot 10^2$ .

Скорость осаждения по формуле (3.5а):

$$\begin{aligned} \omega_{oc} &= \sqrt[3]{Ly \mu_c (\rho - \rho_c) g / \rho_c^2} = \\ &= \sqrt[3]{3,1 \cdot 10^2 \cdot 1 \cdot 10^{-8} (7560 - 1000) 9,81 / 1000^2} = 0,271 \text{ м/с.} \end{aligned}$$

**Пример 3.5.** Определить размеры продолговатых частиц угля ( $\rho_1 = 1400$  кг/м<sup>3</sup>) и плоских частиц сланца ( $\rho_2 = 2200$  кг/м<sup>3</sup>), оседающих с одинаковой скоростью  $\omega_{oc} = 0,1$  м/с в воде при 20 °С.

**Р е ш е н и е.** Размеры частиц  $d_3$  следует рассчитать по формуле (3.7)

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{Ar \mu_c^2}{(\rho - \rho_c) \rho_c g}},$$

предварительно определив значение критерия  $Ar$  по критерию  $Ly$  из графика (рис. 3.1) для частиц соответствующей формы.

Для частиц продолговатой формы:

$$Ly_1 = \frac{\omega_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho_1 - \rho_c) g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-8} \cdot 0,4 \cdot 10^3 \cdot 9,81} = 255,$$

где  $\mu_c = 1 \cdot 10^{-8}$  Па·с (табл. VI);  $\rho_c = 1000$  кг/м<sup>3</sup>.

Для частиц пластинчатой формы:

$$Ly_2 = \frac{\omega_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho_2 - \rho_c) g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-8} \cdot 1,2 \cdot 10^3 \cdot 9,81} = 85.$$

Значению  $Ly_1 = 255$  соответствует  $Ar_1 = 9 \cdot 10^4$  для продолговатых частиц. Значению  $Ly_2 = 85$  соответствует  $Ar_2 = 7 \cdot 10^4$  для частиц пластинчатой формы.

Эквивалентный диаметр частиц угля:

$$d_{31} = \sqrt[3]{\frac{Ar_1 \mu_c^2}{(\rho_1 - \rho_c) \rho_c g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^{-8}}{9,81 \cdot 0,4 \cdot 10^3 \cdot 10^3}} = 2,82 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 2,82 \text{ мм.}$$

Эквивалентный диаметр частиц сланца:

$$d_{32} = \sqrt[3]{\frac{Ar_2 \mu_c^2}{(\rho_2 - \rho_c) \rho_c g}} = \sqrt[3]{\frac{7 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^{-8}}{9,81 \cdot 1,2 \cdot 10^3 \cdot 10^3}} = 1,81 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 1,81 \text{ мм.}$$

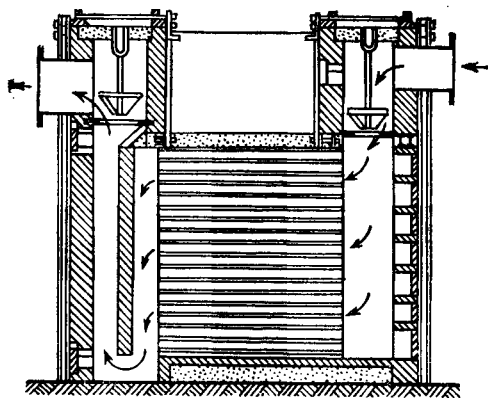


Рис. 3.9 (к примеру 3.6).

**Пример 3.6.** Какую высоту надо дать слою газа между полками пылевой камеры (рис. 3.9), чтобы осели частицы колчеданной пыли диаметром 8 мкм при расходе печного газа 0,6 м<sup>3</sup>/с (при нормальных условиях)? Длина камеры 4,1 м, ширина 2,8 м, общая высота 4,2 м. Средняя температура газа в камере 427 °С. Вязкость газа при

этой температуре  $0,034 \cdot 10^{-3}$  Па·с, плотность пыли 4000 кг/м<sup>3</sup>, плотность газа 0,5 кг/м<sup>3</sup>.

**Решение.** Определяем расход газа при заданных условиях:

$$V = 0,6 (273 + 427)/273 = 1,54 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Линейная скорость газа (пренебрегая толщиной полки):

$$\omega_r = 1,54/(2,8 \cdot 4,2) = 0,131 \text{ м/с}.$$

Время пребывания газа в камере:

$$\tau = L/\omega_r = 4,1/0,131 = 31,3 \text{ с}.$$

Теоретическая скорость осаждения шарообразных частиц (величиной  $\rho_c$  пренебрегаем) по формуле (3.1):

$$\omega_{oc} = \frac{1}{18} \frac{(8 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 4000 \cdot 9,81}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,0041 \text{ м/с}.$$

Действительную скорость осаждения принимаем равной  $0,5 \times 0,0041 = 0,002$  м/с.

Находим расстояние между полками:

$$h = \omega'_{oc} \tau = 0,002 \cdot 31,3 \approx 0,06 \text{ м} = 60 \text{ мм}.$$

Проверяем правильность применения формулы (3.1):

$$Re = \frac{\omega_{oc} d \rho_c}{\mu_c} = \frac{8 \cdot 10^{-6} \cdot 0,0041 \cdot 0,5}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,00048.$$

Так как  $Re = 0,00048 < 0,2$ , то применение формулы Стокса допустимо.

**Пример 3.7.** Определить размер наименьших частиц, осаждающихся в газоходе квадратного сечения длиной 16 м и высотой 2 м при линейной скорости газа 0,5 м/с. Вязкость газа  $0,03 \cdot 10^{-3}$  Па·с, плотность газа 0,8 кг/м<sup>3</sup>, плотность частиц 4000 кг/м<sup>3</sup>.

**Решение.** Газ проходит канал в течение

$$\tau = 16/0,5 = 32 \text{ с}.$$



За это время успеют полностью осесть только те частицы, действительная скорость осаждения которых не меньше, чем

$$\omega_{oc} = 2/32 = 0,062 \text{ м/с.}$$

Определим диаметр шарообразных частиц, теоретическая скорость осаждения которых вдвое больше, т. е. равна 0,124 м/с. Вычислим значение критерия  $Lu$  по формуле (3.4а):

$$Lu = \frac{\omega_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c \rho g} = \frac{0,124^3 \cdot 0,8^2}{0,03 \cdot 10^{-3} \cdot 4000 \cdot 9,81} = 1,035 \cdot 10^{-3}.$$

По графику (рис. 3.1) находим значение  $Re = 0,14$ , откуда

$$d = \frac{Re \mu_c}{\omega_{oc} \rho_c} = \frac{0,14 \cdot 3 \cdot 10^{-2} \cdot 10^{-3}}{0,124 \cdot 0,8} = 4,24 \cdot 10^{-5} \text{ м} = 42,4 \text{ мкм.}$$

**Пример 3.8.** Определить диаметр отстойника (см. рис. 3.2) для непрерывного осаждения отмученного мела в воде. Производительность отстойника 80 т/ч начальной суспензии, содержащей 8% (масс.)  $CaCO_3$ . Диаметр наименьших частиц, подлежащих осаждению, 35 мкм. Температура суспензии 15 °С. Влажность шлама 70%. Плотность мела 2710 кг/м<sup>3</sup>.

**Решение.** Чтобы определить диаметр отстойника, надо вычислить необходимую площадь осаждения по формуле (3.9), для чего предварительно находят скорость осаждения:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18 \mu_c} = \frac{3,5^2 \cdot 10^{-10} (2710 - 1000) 9,81}{18 \cdot 1,14 \cdot 10^{-3}} = 0,001 \text{ м/с,}$$

где  $\mu_c = 1,14 \cdot 10^{-3}$  Па·с (табл. VI).

Проверим значение критерия  $Re$ :

$$Re = \frac{\omega_{oc} d \rho_c}{\mu_c} = \frac{1 \cdot 10^{-3} \cdot 3,5 \cdot 10^{-5} \cdot 10^3}{1,14 \cdot 10^{-3}} = 0,0307 < 0,2.$$

Действительная скорость осаждения:

$$\omega'_{oc} = 0,5 \cdot 0,001 = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Площадь отстойника:

$$F_{oc} = \frac{G_{II} \left(1 - \frac{c_{II}}{c_K}\right)}{3600 \rho_c \omega'_{oc}} = \frac{80 \cdot 10^3 \left(1 - \frac{8}{30}\right)}{3600 \cdot 10^3 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}} = 32,5 \text{ м}^2.$$

Диаметр отстойника:

$$D = \sqrt{32,5/0,785} = 6,4 \text{ м.}$$

**Пример 3.9.** Определить высоту отстойника (см. рис. 3.2), если известно, что для уплотнения суспензии в зоне сгущения необходимо 16 ч. Относительная плотность твердой фазы 2,6. Среднее разбавление в зоне сгущения  $T : Ж = 1 : 1,5$ . Диаметр отстойника 10 м. Суточная производительность отстойника 24,2 т твердой фазы. Жидкая фаза — вода.

**Решение.** Находим относительную плотность суспензии в зоне сгущения по формуле (3.26), разделив ее на  $\rho$ :

$$\Delta_c = \frac{\Delta_{тв}(n+1)}{\Delta_{тв}n+1} = \frac{2,6(1,5+1)}{2,6 \cdot 1,5+1} = 1,32,$$

где  $n = Ж : Т = 1,5$ .

Массовая концентрация суспензии в зоне сгущения:

$$x = \frac{1}{1+1,5} = 0,4 \frac{\text{кг твердой фазы}}{\text{кг суспензии}}.$$

Таким образом, 1 м<sup>3</sup> сгущенной суспензии содержит твердой фазы:

$$T = 1320 \cdot 0,4 = 530 \text{ кг.}$$

По условию задачи, в течение суток на 1 м<sup>2</sup> осаждается твердой фазы:

$$\frac{24,2}{0,785 \cdot 10^2} = 0,308 \text{ т/(м}^2 \cdot \text{сутки)}.$$

Следовательно, в зоне сгущения за 16 ч пройдет  $0,308 \frac{16}{24} = 0,205$  т твердой фазы на 1 м<sup>2</sup> площади осаждения.

Выше было найдено, что суспензия в зоне сгущения содержит 0,530 т твердой фазы на 1 м<sup>3</sup>; поэтому высота этой зоны:

$$h_2 = 0,205/0,530 = 0,387 \text{ м.}$$

Высота зоны питания принимается 0,45—0,75 м. Для разбавленной суспензии ( $Т : Ж = 1 : 10$ ) можно принять ее равной  $h_1 = 0,6$  м.

Высота зоны отстойника, в которой вращаются гребки, зависит от наклона лопастей к дну отстойника. Примем ее равной 0,146 м на 1 м радиуса отстойника. Следовательно,

$$h_3 = 0,146 \cdot 5 = 0,73 \text{ м.}$$

Таким образом, общая высота отстойника:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 0,6 + 0,387 + 0,73 = 1,717 \text{ м} \approx 1,72 \text{ м.}$$

**Пример 3.10.** Рассчитать циклон для выделения частиц сухого материала из воздуха, выходящего из распылительной сушилки, по следующим данным: наименьший размер частиц 80 мкм, расход воздуха 2000 кг/ч, температура 100 °С.

**Решение.** Для улавливания частиц материала размером 80 мкм выбираем циклон типа ЦН-15.

Принимая  $\Delta\rho/\rho_v = 740$ , диаметр циклона найдем по формуле

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785\omega_{ц}}},$$

предварительно определив условную скорость газа в цилиндрической части циклона  $\omega_{ц}$  из уравнения,  $\Delta\rho/\rho_r = \zeta_0\omega_{ц}^2/2$ , где  $\zeta_0 = 160$  (стр. 97):

$$\omega_{ц} = \sqrt{740 \cdot 2/160} = 3,04 \text{ м/с.}$$

Плотность воздуха:  $\rho_r = 1,293$  (273/373) = 0,95 кг/м<sup>3</sup>. Следовательно,

$$D = \sqrt{\frac{2000}{0,95 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 3,04}} = 0,496 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр циклона равным 0,5 м.

Гидравлическое сопротивление циклона:

$$\Delta p_{ц} = \zeta_0 (\rho_r \omega_{ц}^2)/2 = 160 (0,95 \cdot 3,04^2)/2 = 703 \text{ Па, т. е. } 72 \text{ мм вод. ст.}$$

## Фильтрование

**Пример 3.11.** Вывести формулу (3.16), дающую зависимость между массой сухого осадка на 1 м<sup>3</sup> фильтрата, плотностью фильтрата, концентрацией суспензии и влажностью осадка.

**Решение.** Уравнение материального баланса процесса фильтрования:

$$G_{\text{сусп}} = G_{\text{ф}} + G_{\text{вл. ос}},$$

где  $G_{\text{сусп}}$ ,  $G_{\text{ф}}$  и  $G_{\text{вл. ос}}$  — масса суспензии, фильтрата и влажного осадка, соответственно.

Разделим это уравнение на  $G_{\text{сух}}$  — массу сухого вещества, содержащегося в суспензии:

$$\frac{G_{\text{сусп}}}{G_{\text{сух}}} = \frac{G_{\text{ф}}}{G_{\text{сух}}} + \frac{G_{\text{вл. ос}}}{G_{\text{сух}}}. \quad (3.64)$$

Массу фильтрата заменим произведением объема фильтрата на его плотность:

$$G_{\text{ф}} = V_{\text{ф}} \rho.$$

Введем обозначения:

$$m = \frac{G_{\text{вл. ос}}}{G_{\text{сух}}} \frac{\text{кг влажного осадка}}{\text{кг сухого вещества}};$$

$$x = \frac{G_{\text{сух}}}{G_{\text{сусп}}} \frac{\text{кг сухого вещества}}{\text{кг суспензии}};$$

$$c = \frac{G_{\text{сух}}}{V_{\text{ф}}} \frac{\text{кг сухого вещества}}{\text{м}^3 \text{ фильтрата}}.$$

Тогда уравнение (3.64) можно переписать так:

$$\frac{1}{x} = \frac{\rho}{c} + m,$$

откуда

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx}.$$

**Пример 3.12.** Определить продолжительность фильтрования 10 дм<sup>3</sup> жидкости через 1 м<sup>2</sup> фильтра, если при предварительном испытании фильтра с 1 м<sup>2</sup> было собрано фильтрата: 1 дм<sup>3</sup> через 2,25 мин и 3 дм<sup>3</sup> через 14,5 мин после начала фильтрования.

**Решение.** По опытным данным находим экспериментальные константы  $K$  и  $C$  в уравнении фильтрования:

$$V^2 + 2VC = K\tau.$$

Для этого составляем два уравнения с двумя неизвестными:

$$1^2 + 2 \cdot 1 \cdot C = K \cdot 2,25; \quad 3^2 + 2 \cdot 3 \cdot C = K \cdot 14,5,$$

откуда  $K = 0,77$  дм<sup>6</sup>/(м<sup>4</sup>·мин) и  $C = 0,37$  дм<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>.

Для определения искомой продолжительности фильтрования полученные значения констант и заданный объем фильтрата подставляем в уравнение фильтрования:

$$10^2 + 2 \cdot 10 \cdot 0,37 = 0,77\tau,$$

откуда  $\tau = 140$  мин или 2 ч 20 мин.

**Пример 3.13.** В условиях предыдущего примера определить длительность промывки осадка, если количество промывной воды составляет 2,4 дм<sup>3</sup>/м<sup>2</sup> и промывка идет по линии основного фильтрата.

**Решение.** Пренебрегая различием в динамических коэффициентах вязкости фильтрата и промывной воды, будем считать, что скорость промывки равна скорости фильтрования в конечный момент.

Скорость фильтрования в конечный момент определим по уравнению (3.14) с использованием данных предыдущего примера:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V+C)} = \frac{0,77}{2(10+0,37)} = 0,037 \text{ дм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин}).$$

Продолжительность промывки:

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{V_{\text{пр}}}{(dV/d\tau)_{\text{пр}}} = \frac{2,4}{0,037} = 65 \text{ мин.}$$

**Пример 3.14.** Во время опытного фильтрования водной суспензии с содержанием 13,9% карбоната кальция при 20 °С на лабораторном фильтрпрессе с  $F = 0,1$  м<sup>2</sup> и толщиной осадка 50 мм были получены данные, приведенные в табл. 3.2.

Определить константы фильтрования:  $K$  (в м<sup>2</sup>/ч) и  $C$  (в м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>).

**Решение.** Численные значения констант фильтрования найдем из уравнения (3.13):

$$V^2 + 2VC = K\tau.$$

Таблица 3.2

При избыточном давлении		Собрано фильтрата, дм <sup>3</sup>	Время от начала опыта, с
Па	кгс/см <sup>2</sup>		
3,43·10 <sup>4</sup>	0,35	2,92	146
		7,80	888
10,3·10 <sup>4</sup>	1,05	2,45	50
		9,80	660

При избыточном давлении 3,43·10<sup>4</sup> Па (0,35 кгс/см<sup>2</sup>) результаты опытов дают:

$$V_1 = \frac{2,92}{1000 \cdot 0,1} = 2,92 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2; \quad \tau_1 = \frac{146}{3600} = 0,0405 \text{ ч};$$

$$V_2 = \frac{7,8}{1000 \cdot 0,1} = 7,8 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2; \quad \tau_2 = \frac{888}{3600} = 0,246 \text{ ч}.$$

Подставляем пересчитанные величины в уравнение (3.13) и решаем систему уравнений:

$$(2,92 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 2,92 \cdot 10^{-2} C = K \cdot 0,0405;$$

$$(7,8 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 7,8 \cdot 10^{-2} C = K \cdot 0,246,$$

откуда  $K = 278 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$ ;  $C = 4,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$ .

Аналогичным образом вычисляем константы  $K$  и  $C$  для избыточного давления 10,3·10<sup>4</sup> Па (1,05 кгс/см<sup>2</sup>). Получаем следующие значения констант фильтрования:  $K = 560 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$ ;  $C = 3,78 \times 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$ .

**Пример 3.15.** В условиях предыдущего примера рассчитать удельное сопротивление осадка карбоната кальция. Дополнительно известно, что влажность осадка при  $p_1 = 3,43 \cdot 10^4$  Па (0,35 кгс/см<sup>2</sup>) равнялась 37%, а при  $p_2 = 10,3 \cdot 10^4$  Па (1,05 кгс/см<sup>2</sup>) — 32% от массы влажного осадка.

**Решение.** Удельное сопротивление осадка рассчитываем по формуле (3.18).

Давление фильтрования  $\Delta p = p_1 = 3,43 \cdot 10^4$  Па.

Плотность фильтрата  $\rho = 1000$  кг/м<sup>3</sup>.

Динамический коэффициент вязкости фильтрата при 20 °С:

$$\mu = \frac{1}{3600} 10^{-3} = 27,8 \cdot 10^{-8} \text{ кг}/(\text{м} \cdot \text{ч}).$$

Константа фильтрования (при давлении  $p_1 = 3,43 \cdot 10^4$  Па)  $K = 278 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$ .

Массовая доля твердой фазы в суспензии  $x = 0,139$ .

Массовое отношение влажного осадка к сухому  $m = 1/(1-0,37) = 1,59$ .

Количество фильтрата на 1 кг суспензии  $1 - mx = 1 - 1,59 \cdot 0,139 = 0,779$ .

Найденные величины подставляем в формулу (3.18):

$$r = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{K\mu r x} = \frac{2 \cdot 3,43 \cdot 10^4 \cdot 0,779}{278 \cdot 10^{-4} \cdot 27,8 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 \cdot 0,139} =$$
$$= 5 \cdot 10^{10} \frac{\text{м}}{\text{кг сухого осадка}}.$$

При давлении фильтрования  $10,3 \cdot 10^4$  Па, т. е.  $1,05$  кгс/см<sup>2</sup>, имеем:

$$K = 560 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}; \quad m = \frac{1}{1 - 0,32} = 1,47;$$

$$1 - mx = 1 - 1,47 \cdot 0,139 = 0,795.$$

Остальные величины имеют те же значения, что и при  $p_1 = 3,43 \cdot 10^4$  Па, т. е.  $0,35$  кгс/см<sup>2</sup>.

Новое удельное сопротивление осадка можно найти путем подстановки численных значений этих величин в формулу (3.18) или из соотношения:

$$\frac{r_2}{r_1} = \frac{\Delta p_2 K_1 (1 - mx)_2}{\Delta p_1 K_2 (1 - mx)_1} = \frac{10,3 \cdot 10^4 \cdot 278 \cdot 10^{-4} \cdot 0,795}{3,43 \cdot 10^4 \cdot 560 \cdot 10^{-4} \cdot 0,779} = 1,52,$$

откуда

$$r_2 = 5 \cdot 10^{10} \cdot 1,52 = 7,6 \cdot 10^{10} \text{ м/кг сухого осадка}.$$

Следовательно, при увеличении давления фильтрования в 3 раза удельное сопротивление осадка карбоната кальция увеличилось лишь на 52%.

**Пример 3.16.** Чему равно удельное сопротивление ткани при фильтровании суспензии карбоната кальция в условиях примеров 3.14 и 3.15?

**Решение.** Удельное сопротивление ткани (в м/м<sup>2</sup>) вычисляем по формуле (3.21):

$$r_{\text{TK}} = Crx/(1 - mx).$$

При  $p_1 = 3,43 \cdot 10^4$  Па, т. е.  $0,35$  кгс/см<sup>2</sup>:

$$r_{\text{TK}} = 4,7 \cdot 10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{10} \cdot 1000 \cdot 0,139/0,779 = 4,2 \cdot 10^{10} \text{ м/м}^2.$$

При  $p_2 = 10,3 \cdot 10^4$  Па, т. е.  $1,05$  кгс/см<sup>2</sup>:

$$r_{\text{TK}} = 3,78 \cdot 10^{-3} \cdot 7,6 \cdot 10^{10} \cdot 1000 \cdot 0,139/0,795 = 5 \cdot 10^{10} \text{ м/м}^2.$$

При изменении давления в 3 раза удельное сопротивление ткани изменилось лишь на 19%.

**Пример 3.17.** Необходимо отфильтровать суспензию на рамном фильтрессе и за 3 ч получить 6 м<sup>3</sup> фильтрата. Опытное

фильтрование этой суспензии на лабораторном фильтрпрессе при том же давлении и той же толщине слоя осадка показало, что константы фильтрования, отнесенные к  $1 \text{ м}^2$  площади фильтра, имеют следующие значения:  $K = 20,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$  и  $C = 1,45 \times 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$ . Определить требуемые размеры фильтрпресса.

**Решение.** Находим по уравнению фильтрования (3.13) производительность  $1 \text{ м}^2$  фильтрпресса:

$$V^2 + 2 \cdot 0,145 \cdot 10^{-2} V = 20,7 \cdot 10^{-4} \cdot 3,$$

откуда

$$\begin{aligned} V &= -0,145 \cdot 10^{-2} + \sqrt{(0,145 \cdot 10^{-2})^2 + 62,1 \cdot 10^{-4}} = \\ &= -0,145 \cdot 10^{-2} + 7,88 \cdot 10^{-2} = 7,73 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2 \end{aligned}$$

за цикл фильтрования, т. е. за 3 ч.

Следовательно, для заданной производительности необходима поверхность фильтрования:

$$F = 6/0,0773 = 77,5 \text{ м}^2.$$

По каталогу выбираем ближайший больший фильтрпресс с  $F = 83 \text{ м}^2$ , имеющий 42 рамы размером  $1000 \times 1000 \text{ мм}$ .

*Примечание.* Поверхность фильтрования можно определить также непосредственно из уравнения (3.13), составленного для всего фильтра с площадью  $F$  и производительностью  $V_F \text{ м}^3$  фильтрата за цикл фильтрования.

$$V_F^2 + 2V_F FC = KF^2 \tau;$$

$$6^2 + 2 \cdot 6 \cdot 1,45 \cdot 10^{-3} F = 20,7 \cdot 10^{-4} \cdot 3F^2,$$

откуда  $F = 77,4 \text{ м}^2$ .

**Пример 3.18.** На барабанный вакуум-фильтр непрерывного действия (рис. 3.10) подается  $8,5 \text{ м}^3/\text{ч}$  водной суспензии, содержащей 17,6% твердой фазы. Желательная конечная влажность осадка 34%. Предполагаемый вакуум на заводе 600 мм рт. ст. Во время опытного фильтрования на лабораторной модели при вакууме 510 мм. рт. ст. было установлено, что необходимая влажность осадка достигается за 32 с работы зоны фильтрования. При этом константы фильтрования, отнесенные к  $1 \text{ м}^2$ , оказались равными:  $K = 11,2 \text{ дм}^6/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$  и  $C = 6 \text{ дм}^3/\text{м}^2$ . Плотность суспензии  $1120 \text{ кг}/\text{м}^3$ . Определить требуемую поверхность фильтра и частоту его вращения.

**Решение.** Пересчитаем константу фильтрования  $K$  для

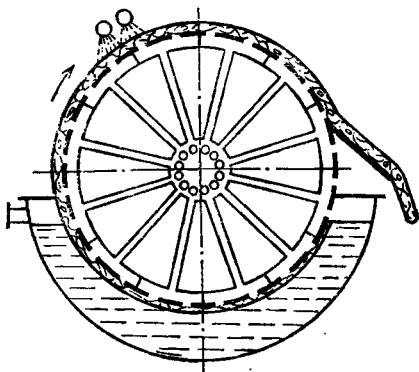


Рис. 3.10 (к примеру 3.18).

вакуума 600 мм рт. ст., принимая приближенно, что  $K$  пропорционально  $\Delta p$  \*:

$$K/K' = 600/510 = 1,17,$$

откуда

$$K = 11,2 \cdot 1,17 = 13,1 \text{ дм}^6/(\text{м}^4 \cdot \text{с}).$$

Определяем удельную производительность зоны фильтрования из уравнения (3.13), приняв время фильтрования  $\tau = 32$  с (по заданию):

$$V^2 + 2VC = K\tau; \quad V^2 + 2V \cdot 6 = 13,1 \cdot 32;$$

$$V = -6 + \sqrt{36 + 420} = -6 + 21,4 = 15,4 \text{ дм}^3/\text{м}^2 \text{ за } 32 \text{ с.}$$

Следовательно, удельная производительность зоны фильтрования в 1 с:  $15,4/32 = 0,482 \text{ дм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ .

Пересчитываем заданную производительность по суспензии на производительность по фильтрату.

При влажности осадка 34% массовое соотношение влажного и сухого осадка:

$$m = 1/(1 - 0,34) = 1,52.$$

Массовая доля твердой фазы в суспензии  $x = 0,176$ ; расход суспензии  $G_c = V_c \rho_c = 8,5 \cdot 1120 = 9500 \text{ кг/ч}$ ; масса влажного осадка  $G_{oc} = G_c x m = 9500 \cdot 0,176 \cdot 1,52 = 2540 \text{ кг/ч}$ ; масса фильтрата  $G_f = G_c - G_{oc} = 9500 - 2540 = 6960 \text{ кг/ч}$ . При плотности фильтрата  $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$  объемный расход фильтрата составляет  $6960 \text{ дм}^3/\text{ч}$ .

Таким образом, заданная производительность по фильтрату:

$$6960/3600 = 1,93 \text{ дм}^3/\text{с.}$$

Следовательно, необходимая поверхность в зоне фильтрования:

$$F_{\phi} = 1,93/0,482 = 4,0 \text{ м}^2.$$

Так как обычно в барабанных вакуум-фильтрах поверхность зоны фильтрования составляет  $\sim 35\%$  от общей поверхности, то общая поверхность фильтра:

$$F = 4,0/0,35 = 11,43 \text{ м}^2.$$

По каталогу подбираем ближайший тип барабанного вакуум-фильтра с  $F = 12 \text{ м}^2$ . Диаметр фильтра  $D = 2,1 \text{ м}$ , длина фильтра  $L = 1,8 \text{ м}$ .

Частота вращения фильтра в 1 мин, необходимая для обеспечения заданного времени фильтрования  $\tau = 32$  с, определится из пропорции

$$32 - 0,35$$

$$60 - n,$$

\* На самом деле это не совсем так — см. пример 3.14.



откуда

$$n = 60 \cdot 0,35 / 32 = 0,655 \text{ об/мин.}$$

**Пример 3.19.** Сколько времени необходимо отмыть осадок на фильтрпрессе от NaCl, чтобы достигнуть концентрации 5 г/дм<sup>3</sup>, допустимой в промывной воде? Промывка ведется чистой водой. Интенсивность промывки 0,33 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч). Толщина слоя осадка 35 мм. Константа промывки  $K = 520 \text{ см}^3/\text{дм}^3$ . В начальный момент промывки концентрация NaCl в промывной воде 143 г/дм<sup>3</sup>.

**Решение.** Воспользуемся уравнением (3.23), подставив в него заданные величины в соответствующих единицах измерения:  $\delta = 0,035 \text{ м}$ ;  $\omega = 0,33 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;  $K = 520 \cdot 0,001 \text{ м}^3/\text{м}^3$ . Тогда

$$\tau = \frac{2,3 \cdot 0,035}{520 \cdot 0,001 \cdot 0,33} (\lg 143 - \lg 5) = 0,683 \text{ ч} = 41 \text{ мин.}$$

**Пример 3.20.** В условиях предыдущего примера рассчитать концентрацию NaCl в промывной воде через 50 мин после начала основного периода промывки.

**Решение.** Концентрацию соли в промывной воде найдем по формуле (3.22):

$$C_2 = 143e^{-\frac{520 \cdot 0,001 \cdot 0,33 \cdot 50}{0,035 \cdot 60}} = 143e^{-4,08}.$$

Логарифмируя это выражение, получаем:

$$\lg C_2 = \lg 143 - \frac{4,08}{2,3} = 2,156 - 1,75 = 0,406.$$

Следовательно,  $C_2 = 2,53 \text{ г/дм}^3$ .

## Центрифугирование

**Пример 3.21.** Определить технологический тип и наметить конструкцию центрифуги для отделения поташа от маточного раствора, исходя из того, что концентрация твердого вещества в суспензии составляет 75%; для осадка (кристаллического) требуемая остаточная влажность 3%; промывка осуществляется водой, отбелка — паром; как маточный раствор, так и осадок имеют целочную реакцию.

Процесс разделения следует механизировать, так как центрифуга должна обеспечить большую производительность.

**Решение.** Для разделения системы жидкость — твердое тело в случае грубых суспензий пригодны центрифуги технологического типа 1-а.

Согласно заданию, процесс должен быть механизирован. Этому заданию отвечают центрифуги полунепрерывного (класс Б) и непрерывного (класс В) действия. Учитывая необходимость промывки осадка водой и отбелки паром, останавливаемся на центрифугах полунепрерывного действия. Механизация процесса может быть обеспечена путем автоматизации управления. К классу Б

относятся две конструктивные группы центрифуг: горизонтальные и вертикальные. Из числа центрифуг полунепрерывного действия получили наибольшее распространение горизонтальные центрифуги, поэтому останавливаем свой выбор на центрифуге горизонтального типа.

**Пример 3.22.** Центрифуга периодического действия имеет барабан с внутренним диаметром 1200 мм, высотой 550 мм, толщиной стенок 10 мм и массой 120 кг. Число отверстий в стенке барабана по вертикали 12, диаметр отверстий 5 мм. На барабан надеты три стальных обруча сечением  $15 \times 30 \text{ мм}^2$  каждый. Материал барабана — сталь с временным сопротивлением на разрыв  $4500 \text{ кгс/см}^2$ . Масса загрузки 400 кг, толщина слоя 200 мм. Найти предельно допустимую частоту вращения центрифуги, если запас прочности не должен быть менее 5.

**Решение.** Для данной стали допускаемое напряжение на разрыв:

$$K_2 = 4500 \cdot 0,81 \cdot 10^4 / 5 = 8,83 \cdot 10^7 \text{ Па, или } 900 \text{ кгс/см}^2.$$

Площадь сечения стенки барабана и обручей за вычетом отверстий:

$$f = 55 \cdot 1 - 12 \cdot 1 \cdot 0,5 + 3 \cdot 3 \cdot 1,5 = 62,5 \text{ см}^2 = 6,25 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Из формулы (3.40) следует, что максимально допустимая центробежная сила:

$$C_1 + C_2 = 8,83 \cdot 10^7 \cdot 2 \cdot 6,25 \cdot 10^{-3} = 1,1 \cdot 10^6 \text{ Н.}$$

Расстояние от центра тяжести полукольца стенки барабана до оси вращения находим по формуле (3.40а):

$$R_0 = \frac{4}{3 \cdot 3,14} \left( \frac{0,61^3 - 0,6^3}{0,61^2 - 0,6^2} \right) = 0,387 \text{ м.}$$

Центробежная сила, развиваемая половиной барабана, согласно уравнению (3.28):

$$C_1 = 0,011 \cdot 60 \cdot 0,387n^2 = 0,253n^2 \text{ Н.}$$

Расстояние от центра тяжести полукольца загрузки до оси вращения:

$$R_3 = \frac{4}{3 \cdot 3,14} \left( \frac{0,6^3 - 0,4^3}{0,6^2 - 0,4^2} \right) = 0,32 \text{ м.}$$

Центробежная сила, развиваемая полукольцом загрузки:

$$C_2 = 0,011 \cdot 200 \cdot 0,32n^2 = 0,697n^2 \text{ Н.}$$

Общая центробежная сила:

$$C_1 + C_2 = 0,253n^2 + 0,697n^2 = 0,950n^2 \text{ Н.}$$

Выше было найдено, что центробежная сила не должна превышать  $1,1 \cdot 10^6 \text{ Н}$ . Следовательно, максимально допустимая частота вращения центрифуги:

$$n = \sqrt{1,1 \cdot 10^6 / 0,950} = 1070 \text{ об/мин} = 17,8 \text{ об/с.}$$

**Пример 3.23.** Определить часовую производительность (по питанию) автоматической осадительной центрифуги АОГ-800 при работе ее на водной суспензии гидроксида магния. Плотность частиц  $\rho = 2525 \text{ кг/м}^3$ . Температура суспензии  $30^\circ\text{C}$ . Наименьший диаметр частиц  $3 \text{ мкм}$ . Характеристика центрифуги: диаметр барабана  $800 \text{ мм}$ ; длина барабана  $400 \text{ мм}$ ; диаметр борта  $570 \text{ мм}$ ; частота вращения  $1200 \text{ об/мин}$ . Цикл работы центрифуги составляет  $20 \text{ мин}$ ; из них  $18 \text{ мин}$  — подача суспензии,  $2 \text{ мин}$  — разгрузка осадка.

**Решение.** Производительность определяем по формуле (3.42):

$$V_q = 25,3\eta L n^2 R_0^2 \omega_{oc} k.$$

Скорость осаждения частиц находим по формуле Стокса:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18\mu_c} = \frac{3^2 (2525 - 1000) 9,81}{10^3 \cdot 18 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3}} = 0,935 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}.$$

Динамический коэффициент вязкости воды при  $30^\circ\text{C}$   $\mu_c = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ .

Определяем скорость осаждения под действием центробежной силы:

$$\omega = \omega_{oc} \frac{R_0 n^2}{900} = 0,935 \cdot 10^{-5} \frac{0,285 \cdot 1200^2}{900} = 4,26 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

Проверяем режим осаждения:

$$Re = \frac{\omega d \rho_c}{\mu_c} = \frac{4,26 \cdot 10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{-6} \cdot 10^3}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 1,6 \cdot 10^{-2},$$

**т. е.** режим ламинарный.

Далее находим:

$$k = 18/20 = 0,9.$$

Производительность центрифуги, принимая  $\eta = 0,45$ :

$$V_q = 25,3 \cdot 0,45 \cdot 0,4 \cdot 1200^2 \cdot 0,285^2 \cdot 0,935 \cdot 10^{-5} \cdot 0,9 = 4,46 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

**Пример 3.24.** Определить, какую производительность может обеспечить трубчатая сверхцентрифуга СГО-150 с трехлопастной крыльчаткой, работающая на осветлении минерального масла. Плотность масла  $\rho_c = 900 \text{ кг/м}^3$ . Динамический коэффициент вязкости масла при температуре центрифугирования  $3 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ . Плотность твердых частиц  $\rho = 1400 \text{ кг/м}^3$ . Диаметр частиц  $1 \text{ мкм}$ . Техническая характеристика центрифуги: внутренний диаметр барабана  $150 \text{ мм}$ , диаметр сливного порога  $50 \text{ мм}$ , длина барабана  $750 \text{ мм}$ , частота вращения  $13\,000 \text{ об/мин}$ .

**Решение.** Производительность определяем по формуле (3.43).

Так как частицы очень малы, то режим осаждения их будет, вероятно, ламинарным. Воспользуемся формулой Стокса в последующей проверкой режима осаждения:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18\mu_c} = \frac{1^2 (1400 - 900) 9,81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = 9,06 \cdot 10^{-8} \text{ м/с.}$$

Скорость осаждения под действием центробежной силы:

$$\omega = \omega_{oc} f = 9,06 \cdot 10^{-8} \cdot 4700 = 4,26 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Здесь

$$f = n^2 R_0 / 900 = 13^2 \cdot 10^6 \cdot 0,025 / 900 = 4700.$$

Проверяем режим осаждения:

$$Re = \frac{\omega d \rho_c}{\mu_c} = \frac{4,26 \cdot 1 \cdot 900}{10^4 \cdot 10^6 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = \frac{1,42}{10^4}.$$

Найдем полезный объем барабана центрифуги:

$$V_{ж} = FL = 0,785 (D^2 - D_0^2) L = 0,785 (0,15^2 - 0,05^2) 0,75 = 0,0118 \text{ м}^3.$$

Глубина потока в барабане:

$$h = \frac{D - D_0}{2} = \frac{0,15 - 0,05}{2} = 0,05 \text{ м.}$$

Тогда

$$V \leq \frac{\omega V_{ж}}{h} 3600 = \frac{4,26 \cdot 0,0118}{10^4 \cdot 0,05} 3600 = 0,368 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Проверяем режим потока в барабане центрифуги:

$$Re_{пот} = \frac{\omega_{пот} d_{\partial} \rho}{\mu};$$

$$\omega_{пот} = \frac{V}{F} = \frac{1,05}{10^4 \cdot 0,0157} = 0,0067 \text{ м/с}; \quad V = \frac{0,368}{3600} = \frac{1,05}{10^4} \text{ м}^3/\text{с};$$

$$F = 0,785 (D^2 - D_0^2) = 0,785 (0,15^2 - 0,05^2) = 0,0157 \text{ м}^2.$$

Для центрифуги с трехлопастной крыльчаткой:

$$d_{\partial} = 4 \frac{F}{\Pi} = \frac{4\pi (D^2 - D_0^2)}{4(\pi D + 6h)} = \frac{\pi (D^2 - D_0^2)}{\pi D + 6h} = \frac{3,14 (0,15^2 - 0,05^2)}{3,14 \cdot 0,15 + 6 \cdot 0,05} = 0,0815 \text{ м};$$

$$Re_{пот} = \frac{0,0067 \cdot 0,0815 \cdot 900}{3 \cdot 10^{-3}} = 164 < 350,$$

т. е. режим ламинарный.

**Пример 3.25.** Выбрать тип фильтрующего аппарата для геля кремниевой кислоты и определить необходимое число аппаратов на основании следующих данных: 1) начальная концентрация твердой фазы в суспензии 4,7 %, относительная плотность суспензии 1,1; 2) суточное задание 9 т влажного осадка; 3) осадок должен иметь наименьшую влажность, так как в дальнейшем идет на сушку (в вакуум-сушилку); 4) осадок аморфный, плохо фильтрующийся.

Таблица 3.3

Характеристика	Отсосный фильтр	Центрифуга
Площадь фильтрования, м <sup>2</sup>	1	0,3
Толщина слоя осадка, мм	60	30
Продолжительность: фильтрования	1 ч	45 мин
промывки щелочью и водой	2 ч	33 мин
общая	3 ч	1,3 ч
Профильтровано суспензии, дм <sup>3</sup>	170	108
Остаточная влажность осадка, %	85	78
Вакуум, мм рт. ст.	400	—

Предварительные опыты фильтрования геля на отсосном фильтре (нутч-фильтре) и на центрифуге дали результаты, приведенные в табл. 3.3.

Барaban центрифуги имел  $D = 400$  мм,  $H = 250$  мм,  $n = 800$  об/мин.

Решение. 1. Определение давления фильтрования.

*Отсосный фильтр*

$$\Delta p = 400/760 = 0,525 \text{ кгс/см}^2 = 5,15 \cdot 10^4 \text{ Па.}$$

*Центрифуга*

При коэффициенте заполнения барабана центрифуги во время ее работы  $\varphi = 0,5$  имеем объем суспензии (рабочий объем барабана):

$$V_c = 0,785 D^2 H \varphi = 0,785 \cdot 0,4^2 \cdot 0,25 \cdot 0,5 = 0,0157 \text{ м}^3.$$

Давление фильтрования при центрифугировании определяем по формуле (3.29):

$$\Delta p = \frac{\pi^2 M R n^2}{900 F} = \frac{0,011 M R n^2}{F} = \frac{0,011 \cdot 0,0157 \cdot 1100 \cdot 0,2 \cdot 800^2}{0,3} = 8,1 \cdot 10^4 \text{ Па, или } 0,83 \text{ кгс/см}^2.$$

Следовательно, давление при центрифугировании было в полтора раза больше, чем при фильтровании на отсосном фильтре.

2. Определение удельной производительности.

*Отсосный фильтр*

Профильтровано 170 дм<sup>3</sup> суспензии с начальной концентрацией 4,7 %, т. е. собрано геля, считая на сухое вещество:

$$G = 0,170 \cdot 1100 \cdot 0,047 = 8,8 \text{ кг.}$$

Продолжительность всей операции 3 ч (без учета времени на разгрузку), следовательно, удельная производительность:

$$\frac{G}{F \tau} = \frac{8,8}{3 \cdot 1} = 2,94 \text{ кг сухого геля/(м}^2 \cdot \text{ч).}$$

Считая на влажный гель (при влажности 85 %):

$$2,94/0,15 = 19,5 \text{ влажного геля/(м}^2 \cdot \text{ч).}$$

### Центрифуга

Профильтровано 108 дм<sup>3</sup> суспензии, следовательно, получено осадка, считая на сухое вещество:

$$G = 0,108 \cdot 1100 \cdot 0,047 = 5,54 \text{ кг.}$$

Соответственно, удельная производительность:

$$\frac{G}{F\tau} = \frac{5,54}{0,3 \cdot 1,3} = 14,3 \text{ кг сухого геля/(м}^2 \cdot \text{ч).}$$

Считая на влажный гель (при влажности 78%):

$$14,3/0,22 = 65 \text{ кг влажного геля/(м}^2 \cdot \text{ч).}$$

3. Сопоставим, насколько больше надо удалить воды при сушке влажного геля после отсосного фильтра по сравнению с гелем, отжатым на центрифуге

Влажность осадка на отсосном фильтре 85%, а на центрифуге 78%, следовательно, центрифуга удаляет воды больше, чем отсосный фильтр, на 2120 кг:

$$\frac{1000}{0,15} - \frac{1000}{0,22} = 2120 \frac{\text{кг воды}}{\text{кг сухого геля}}.$$

Сопоставляя опытные и расчетные данные по фильтрованию геля, можно констатировать следующее.

Центрифуга, работая с давлением фильтрования в 0,83/0,525 = 1,6 раза большим и при толщине слоя осадка в 2 раза меньшей, чем в случае отсосного фильтра, дает производительность в 14,3/2,94 ≈ 5 раз большую, чем отсосный фильтр (считая на сухой гель; в пересчете на влажный осадок производительность центрифуги больше в 65/19,5 = 3,3 раза).

Центрифуга, по сравнению с отсосным фильтром, дает меньшую остаточную влажность и тем самым облегчает работу сушилки, освобождая ее от испарения 2,12 т воды (считая на 1 т сухого геля).

При суточной производительности 9 т геля с влажностью 78% и удельном расходе пара на сушку, равном 1,5 кг/кг испаренной влаги, экономия пара за сутки составит:

$$D_n = 9 \cdot 0,22 \cdot 2,12 \cdot 1,5 = 6,3 \text{ т.}$$

Большая удельная производительность центрифуги, меньшая остаточная влажность осадка и, следовательно, существенная экономия пара при сушке геля заставляют в данном случае отдать предпочтение центрифуге, несмотря на ее более высокую стоимость.

4. Определим ориентировочно число промышленных центрифуг, необходимых для выполнения суточного задания (9 т влажного геля).

При таком сравнительно большом задании целесообразно остановиться на центрифуге полунепрерывного действия с механической выгрузкой осадка и автоматическим управлением. По ката-

логу выбираем горизонтальную центрифугу со следующей характеристикой:  $D = 1600$  мм,  $H = 700$  мм,  $n = 500$  об/мин, полезный объем  $500$  дм<sup>3</sup>.

Поверхность фильтрования этой центрифуги:

$$F = 3,14 \cdot 1,6 \cdot 0,7 = 3,5 \text{ м}^2.$$

Развиваемое давление фильтрования по формуле (3.29):

$$\Delta p = 0,011 \cdot 0,5 \cdot 1100 \cdot 0,8 \cdot 500^2 / 3,5 = 34,6 \cdot 10^4 \text{ Па, или } 3,5 \text{ кгс/см}^2,$$

Таким образом, промышленная центрифуга развивает давление фильтрования в  $3,5/0,83 = 4$  раза больше, чем опытная.

Ориентировочно производительность фильтров пропорциональна  $\sqrt{\Delta p}$ , следовательно, можно ожидать увеличения удельной производительности центрифуги почти в 2 раза, т. е. до  $65 \cdot 2 = 130$  кг влажного геля/(м<sup>2</sup>·ч).

Так как фильтрование и промывка осадка занимают около 75% общего времени работы центрифуги полунепрерывного действия, то средняя часовая производительность ее равна  $130 \cdot 0,75 = 97$  кг/(м<sup>2</sup>·ч).

Следовательно, суточная производительность одной центрифуги, принимая для нее 20 рабочих часов в сутки, составит  $97 \times 3,5 \cdot 20 = 6800$  кг влажного осадка.

Для обеспечения всей заданной суточной производительности необходимо установить  $9000/6800 = 1,32$ , т. е. две центрифуги, а с резервом — три.

### Взвешенный слой

**Пример 3.26.** В аппарате имеется взвешенный слой силикагеля, ситовой состав которого следующий:

Фракция, мм	—2,0+1,5	—1,5+1,0	—1,0+0,5	—0,5+0,25
Содержание, % (масс.)	43	28	17	12

Насыпная плотность силикагеля  $\rho_{\text{нас}} = 650$  кг/м<sup>3</sup>, плотность частиц  $\rho = 1100$  кг/м<sup>3</sup>. Температура воздуха 150 °С. Число псевдооживления  $K_w = 1,6$ .

Определить критическую, рабочую и действительную (в свободном сечении между частицами) скорость воздуха.

**Решение.** Подсчитываем величину критерия  $Ag$  и по рис. 3.8 находим соответствующее значение  $Lu_{\text{кр}}$ .

С этой целью определяем эквивалентный диаметр частиц силикагеля.

Среднеситовые диаметры фракций:

$$d_1 = \frac{2,0 + 1,5}{2} = 1,75 \text{ мм}; \quad d_2 = \frac{1,5 + 1,0}{2} = 1,25 \text{ мм};$$

$$d_3 = \frac{1,0 + 0,5}{2} = 0,75 \text{ мм}; \quad d_4 = \frac{0,5 + 0,25}{2} = 0,37 \text{ мм}.$$

Тогда эквивалентный диаметр по формуле (3.51):

$$d_3 = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_i}} = \frac{1}{\frac{0,43}{1,75} + \frac{0,28}{1,25} + \frac{0,17}{0,75} + \frac{0,12}{0,37}} \approx 1,0 \text{ мм.}$$

Динамический коэффициент вязкости воздуха при 150 °С (см. рис. VI):  $\mu = 0,024 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ .

Плотность воздуха:

$$\rho = 1,293 \frac{273}{273 + 150} = 0,835 \text{ кг/м}^3.$$

Следовательно,

$$\text{Ar} = \frac{d_3^3 \rho g}{\mu^2} = \frac{1^3 \cdot 10^{-6} \cdot 1,1 \cdot 10^3 \cdot 0,835 \cdot 9,81}{2,4^2 \cdot 10^{-10}} = 1,565 \cdot 10^4.$$

Значению  $\text{Ar} = 1,565 \cdot 10^4$  соответствует  $\text{Lu}_{\text{кр}} = 3 \cdot 10^{-2}$ . Отсюда

$$w_{\text{кр}} = \sqrt[3]{\frac{\text{Lu}_{\text{кр}} \mu g}{\rho^2}} = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot 10^{-2} \cdot 0,024 \cdot 10^{-3} \cdot 1,1 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,835^2}} = 0,224 \text{ м/с.}$$

Определяем рабочую скорость воздуха:

$$w = K_w w_{\text{кр}} = 1,6 \cdot 0,224 = 0,358 \text{ м/с.}$$

Найдем порозность взвешенного слоя. При  $K_w = 1,6$ :

$$\text{Lu} = K_w^3 \text{Lu}_{\text{кр}} = 1,6^3 \cdot 3 \cdot 10^{-2} = 1,23 \cdot 10^{-1}.$$

По рис. 3.8 при  $\text{Lu} = 1,23 \cdot 10^{-1}$  и  $\text{Ar} = 1,565 \cdot 10^4$  имеем  $\varepsilon = 0,47$ . Действительная скорость воздуха в свободном сечении слоя:

$$w_d = w/\varepsilon = 0,358/0,47 = 0,762 \text{ м/с.}$$

**Пример 3.27.** По данным предыдущего примера определить размеры и гидравлическое сопротивление аппарата. Производительность 2,5 т/ч силикагеля при среднем времени пребывания его в аппарате  $\tau_0 = 10$  мин. Расход воздуха в рабочих условиях 4300 м<sup>3</sup>/ч. Живое сечение решетки 0,015, диаметр отверстий 0,8 мм, толщина решетки 2 мм.

**Решение.** Определяем диаметр аппарата. Секундный расход воздуха:

$$V = 4300/3600 = 1,195 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Площадь сечения аппарата:

$$S = V/w = 1,195/0,358 = 3,34 \text{ м}^2.$$

Диаметр аппарата:

$$D = \sqrt{4S/\pi} = \sqrt{4 \cdot 3,34/3,14} = 2,06 \text{ м.}$$

Определяем высоту слоя в аппарате. Масса силикагеля в аппарате:

$$M = L\tau_0 = 2500 \cdot 10/60 = 417 \text{ кг.}$$



Объем неподвижного слоя силикагеля:

$$V_c = M/\rho_{\text{нас}} = 417/650 = 0,642 \text{ м}^3.$$

Высота неподвижного слоя:

$$h_0 = V_c/S = 0,642/3,34 = 0,192 \text{ м}.$$

Порозность неподвижного слоя:

$$\varepsilon_0 = 1 - (\rho_{\text{нас}}/\rho) = 1 - (650/1100) = 0,41.$$

Высота взвешенного слоя при  $K_w = 1,6$ :

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} h_0 = \frac{1 - 0,41}{1 - 0,47} 0,192 = 0,214 \text{ м}.$$

Рассчитаем гидравлическое сопротивление аппарата. Сопротивление слоя:

$$\Delta p_{\text{сл}} = \rho (1 - \varepsilon_0) g h_0 = 1100 (1 - 0,41) 9,81 \cdot 0,192 = 1200 \text{ Па}.$$

Скорость воздуха в отверстиях решетки при живом сечении  $\varphi = 0,015$ :

$$w_0 = w/\varphi = 0,358/0,015 = 23,9 \text{ м/с}.$$

Диаметр отверстий решетки  $d_0 = 0,0008 \text{ м}$ , толщина решетки  $\delta = 0,002 \text{ м}$ . При  $d_0/\delta = 0,4$  по рис. 3.7 находим  $C = 0,63$ .

Сопротивление решетки:

$$\Delta p_{\text{реш}} = 0,503 \cdot 23,9^2 \cdot 0,835 (1 - 0,015^2)/0,63^2 = 605 \text{ Па}.$$

Сопротивление аппарата:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сл}} + \Delta p_{\text{реш}} = 1200 + 605 = 1805 \text{ Па, т. е. } 184 \text{ мм вод. ст.}$$

**Пример 3.28.** Определить диаметр шарообразных частиц кварцевого песка плотностью  $2640 \text{ кг/м}^3$ , которые начнут переходить во взвешенное состояние при скорости потока воздуха  $1 \text{ м/с}$  и температуре  $20^\circ\text{C}$ .

**Решение.** Диаметр шарообразных частиц песка определяем из критерия  $Ag$ , предварительно найдя значение критерия  $Lu_{\text{кр}}$ :

$$Lu_{\text{кр}} = \frac{w_{\text{кр}}^1 \rho_c^2}{\mu_c g \rho} = \frac{1^3 \cdot 1,205^2}{0,018 \cdot 9,81 \cdot 2640 \cdot 10^{-3}} = 3,14,$$

где  $\rho_c = 1,293 (273/293) = 1,205 \text{ кг/м}^3$ ;  $\mu_c = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ .

Значению  $Lu_{\text{кр}} = 3,14$  соответствует, по рис. 3.8,  $Ag = 9 \cdot 10^5$ . Искомый диаметр частиц песка:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ag \mu_c^2}{\rho_c g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^5 \cdot 1,8^2 \cdot 10^{-4} \cdot 10^{-6}}{2640 \cdot 1,205 \cdot 9,81}} = 0,0021 \text{ м} = 2,1 \text{ мм}.$$

**Пример 3.29.** Во взвешенном слое содержится  $1000 \text{ кг}$  твердого материала; расход материала через слой (скорость ввода и вывода частиц) составляет  $4000 \text{ кг/ч}$ . Определить: 1) какая доля частиц будет находиться в слое в течение времени, большего чем среднее расходное время пребывания материала в слое; 2) сколько таких взвешенных слоев необходимо соединить последовательно, чтобы

доля частиц, находящихся в аппарате в течение времени, меньшего чем среднее расходное время пребывания материала в одном слое, не превышала 10%.

**Р е ш е н и е.** Вычисляем среднее расходное время пребывания материала в одном слое. При  $M = 1000$  кг,  $L = 4000$  кг/ч

$$\tau_0 = M/L = 1000/4000 = 1/4 \text{ ч} = 900 \text{ с.}$$

Определяем долю материала, находящегося в одном взвешенном слое в течение времени  $\tau \geq \tau_0$ :

$$x_1 = e^{-\tau/\tau_0} = e^{-900/900} = e^{-1} = 0,368.$$

Таким образом, только 37 % материала находится в слое больше 15 мин, и, следовательно, для материала, находящегося в слое, менее 15 мин, составит:

$$1 - x_1 = 0,63, \text{ т. е. } 63\%.$$

Для того чтобы найти число взвешенных слоев, которые должны быть соединены последовательно, определим по формуле (3.59) для аппарата с двумя, тремя и т. д. слоями долю материала, время пребывания которой в слоях меньше  $\tau_0$ .

а) Для двухслойного аппарата:

$$x_2 = \left(1 + \frac{\tau}{\tau_0}\right) e^{-\tau/\tau_0} = \left(1 + \frac{900}{900}\right) e^{-900/900} = 2e^{-1} = \frac{2}{2,718} = 0,736;$$

$$1 - x_2 = 0,264.$$

Следовательно, в аппарате с двумя последовательно соединенными взвешенными слоями 26 % материала будет находиться в слоях меньше 15 мин.

б) Для трехслойного аппарата:

$$x_3 = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!} \left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^2\right] e^{-\tau/\tau_0} = \dots$$

$$= \left[1 + \frac{900}{900} + \frac{1}{2!} \left(\frac{900}{900}\right)^2\right] e^{-900/900} = \frac{2,5}{2,718} = 0,92;$$

$$1 - x_3 = 0,08.$$

Таким образом, в аппарате с тремя слоями только 8% материала будет находиться в слоях менее 15 мин. Следовательно, трехслойный аппарат удовлетворяет требуемым условиям. Среднее расходное время пребывания материала в трехслойном аппарате составит:

$$\tau_{cp} = 3M/L = 3000/4000 = 3/4 \text{ ч} = 45 \text{ мин.}$$

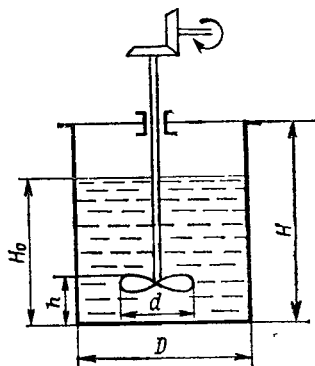
Сравним этот трехслойный аппарат с таким однослойным, в котором количество материала в слое такое же, как и во всех слоях трехслойного (3000 кг). Среднее расходное время пребывания твердого материала в таком однослойном аппарате также составит:

$$\tau_{cp} = 3000/4000 = 3/4 \text{ ч} = 45 \text{ мин.}$$

Рис. 3.11, (к примеру 3.30).

Но доля материала, находящегося в слое менее 15 мин, будет уже больше:  $1 - e^{-\tau/\tau_0} = 1 - e^{-15/45} = 0,285$ , т. е. 28,5 %.

Отсюда видно преимущество секционированного (трехслойного) аппарата.



### Перемешивание в жидкой среде

**Пример 3.30.** Смесь кислот (плотность  $1600 \text{ кг/м}^3$ , динамический коэффициент вязкости  $2 \cdot 10^{-2} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ) готовят в аппарате без перегородок (диаметр 1200 мм, высота 1500 мм), заполненном на 0,75 объема. Исходные кислоты перемешивают пропеллерной мешалкой с частотой вращения 3,5 об/с (рис. 3.11). Определить требуемую установочную мощность электродвигателя.

**Решение.** Находим диаметр нормализованной мешалки:

$$d = D/3 = 1,2/3 = 0,4 \text{ м.}$$

Определяем режим перемешивания по формуле (3.60):

$$Re_{ц} = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{1600 \cdot 3,5 \cdot 0,4^2}{20 \cdot 10^{-3}} = 44 \text{ 800.}$$

Режим — турбулентный.

Определяем значение критерия мощности по графику (рис. VII):  $K_N = 0,27$ .

Рассчитываем мощность, потребляемую мешалкой при установившемся режиме, по уравнению (3.61):

$$N_p = K_N \rho n^3 d^5 = 0,27 \cdot 1600 \cdot 3,5^3 \cdot 0,4^5 = 200 \text{ Вт} = 0,2 \text{ кВт.}$$

Мощность в пусковой момент обычно в 2—3 раза превышает рабочую:

$$N_{\text{пуск}} = 2N_p = 0,4 \text{ кВт.}$$

Определяем установочную мощность, принимая к. п. д. электродвигателя с передачей 0,95 и запас мощности в 20 %:

$$N_{\text{уст}} = 0,4 \cdot 1,2/0,95 \approx 0,5 \text{ кВт.}$$

**Пример 3.31.** Электродвигатель мощностью 16,5 кВт с приводом, понижающим частоту вращения до 240 об/мин, приводит в действие открытую турбинную мешалку с шестью лопатками; мешалка интенсивно размешивает реакционную массу ( $\rho = 1200 \text{ кг/м}^3$ ,  $\mu = 1,6 \text{ Па}\cdot\text{с}$ ) в сосуде диаметром 1630 мм с перегородками. Какой должен быть диаметр мешалки?

**Решение.** Поскольку обусловлено интенсивное перемешивание, можно считать режим развитым турбулентным. По рис. VII находим:  $K_N = 6,9$ .

По формуле (3.61):

$$d = \sqrt[5]{\frac{N}{K_N \rho n^3}} = \sqrt[5]{\frac{16,5 \cdot 10^3}{6,9 \cdot 1,2 \cdot 10^3 \cdot 4^3}} = \sqrt[5]{3120 \cdot 10^{-6}} = 0,5 \text{ м.}$$

Проверим отношение  $D/d$ :

$$D/d = 1,63/0,5 = 3,26.$$

**Пример 3.32.** Теоретический анализ и результаты опытов показывают, что мощность, затрачиваемая на перемешивание жидкости ( $N$ ), зависит от динамического коэффициента вязкости ( $\mu$ ) и плотности ( $\rho$ ) жидкости, ускорения свободного падения ( $g$ ), частоты вращения мешалки ( $n$ ), ее диаметра ( $d_m$ ) и других геометрических характеристик (диаметра аппарата, высоты заполнения его жидкостью, высоты размещения мешалки над дном сосуда). Требуется найти общий вид критериальной зависимости, связывающей перечисленные переменные.

**Решение.** Для геометрически подобных систем функциональная зависимость между переменными записывается так:

$$N = f(\mu, \rho, g, n, d_m). \quad (a)$$

В соответствии с л-теоремой искомая критериальная зависимость должна иметь вид

$$\varphi(\pi_1, \pi_2, \pi_3) = 0 \text{ или } \pi_1 = f(\pi_2, \pi_3),$$

где  $\pi_1, \pi_2, \pi_3$  — неизвестные пока безразмерные выражения (критерии подобия).

Предполагая, как обычно, что связь, существующую между переменными, в некотором диапазоне изменения переменных с достаточной точностью можно описать уравнением типа степенного одночлена, перепишем исходную зависимость (a) так:

$$[N] = C [\mu]^a [\rho]^b [g]^c [n]^e [d_m]^f. \quad (б)$$

Далее, подставляя единицы измерения соответствующих величин, получим уравнение связи основных единиц:

$$\left[ \frac{\text{кг} \cdot \text{м}^2}{\text{с}^3} \right] = C \left[ \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} \right]^a \left[ \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right]^b \left[ \frac{\text{м}}{\text{с}^2} \right]^c \left[ \frac{1}{\text{с}} \right]^e [\text{м}]^f. \quad (в)$$

Сопоставляя затем показатели степени у одноименных единиц измерения, придем к системе из трех уравнений, содержащей пять неизвестных:

$$\left. \begin{aligned} a + b &= 1; \\ a + 2c + e &= 3; \\ a + 3b - c - f &= -2. \end{aligned} \right\} \quad (г)$$

Полученную неопределенную систему уравнений (г) можно решить относительно трех любых величин, принимая две остальные величины заданными. Общее число вариантов решений определяется числом сочетаний, которые могут быть составлены из всех неизвестных, входящих в систему, по числу выбираемых заданными, т. е. в данном случае числом сочетаний из пяти по два:

$$C_5^2 = \frac{5 \cdot 4}{1 \cdot 2} = 10.$$

Такими сочетаниями будут:

$$\begin{aligned} & ab, ac, ae, af, \\ & bc, be, bf, \\ & ce, cf, \\ & ef. \end{aligned}$$

Элементарный анализ системы уравнений (г) позволяет установить, что при выборе заданными величин  $a$  и  $b$  решить систему невозможно \* и, таким образом, число вариантов решений уменьшается до девяти.

Решим систему уравнений (г), считая заданными величины  $a$  и  $c$  (показатели степени у  $\mu$  и  $g$ )

$$b = 1 - a; \quad e = 3 - a - 2c; \quad f = 5 - 2a - c.$$

Перепишем уравнение (б), используя найденные значения  $b$ ,  $e$  и  $f$ :

$$-N = C \mu^a \rho^{1-a} g^c n^{3-a-2c} d_M^{5-2a-c}.$$

Группируя величины с одинаковыми буквенными показателями, получим:

$$\frac{N}{\rho n^3 d_M^5} = C \left( \frac{\rho n d_M^2}{\mu} \right)^{-a} \left( \frac{n^2 d_M}{g} \right)^{-c}$$

или

$$K_N = C \operatorname{Re}_u^{-a} \operatorname{Fr}_u^{-c},$$

т. е. получим систему безразмерных переменных, в которой только по одному разу и каждая только в один какой-то критерий входят физические характеристики  $\mu$  и  $g$ .

Таким же путем, принимая заданными

$$b \text{ и } c, \text{ получим: } K_N \operatorname{Re}_u = C \operatorname{Re}_u^b \operatorname{Fr}_u^{-c};$$

$$a \text{ и } e, \quad \cdot \quad K_N^2 \operatorname{Fr}_u^3 = C^2 \operatorname{Ga}^{-a} \operatorname{Fr}_u^e;$$

$$b \text{ и } e, \quad \cdot \quad K_N \operatorname{Re}_u \operatorname{Fr}_u = C \operatorname{Ga}^{b/2} \operatorname{Fr}_u^{e/2};$$

$$c \text{ и } e, \quad \cdot \quad K_N \operatorname{Re}_u^3 = C \operatorname{Ga}^c \operatorname{Re}_u^e;$$

$$a \text{ и } f, \quad \cdot \quad K_N \operatorname{Fr}_u^5 = C \left( \frac{\operatorname{Fr}_u^2}{\operatorname{Re}_u} \right)^a \operatorname{Fr}_u^f;$$

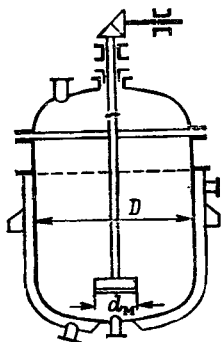
$$b \text{ и } f, \quad \cdot \quad K_N \operatorname{Re}_u \operatorname{Fr}_u^3 = C \left( \frac{\operatorname{Re}_u}{\operatorname{Fr}_u^2} \right)^b \operatorname{Fr}_u^f;$$

$$c \text{ и } f, \quad \cdot \quad K_N^2 \operatorname{Re}_u^5 = C^2 \left( \frac{\operatorname{Re}_u}{\operatorname{Fr}_u^2} \right)^c \operatorname{Re}_u^f;$$

$$e \text{ и } f, \quad \cdot \quad K_N^3 \operatorname{Re}_u^7 \operatorname{Fr}_u = C^3 \left( \frac{\operatorname{Fr}_u^2}{\operatorname{Re}_u} \right)^e \operatorname{Ga}^f.$$

\* Следует подчеркнуть, что невозможность решения системы (г) при выборе заданными величин  $a$  и  $b$  не случайна, а отражает физическую особенность реальных жидкостей — вязкость и плотность являются свойствами, которые независимо изменить нельзя.

Рис. 3.12 (к примеру 3.33).



Таким образом, для описания процесса перемешивания жидкости можно использовать девять принципиально совершенно равноценных, но различных по форме критериальных уравнений.

Различие уравнений обуславливается теми физическими величинами, характеризующими изучаемое явление (в данном случае двумя величинами), которые входят в определяющие критерии только по одному разу и каждая только в один какой-то критерий.

Все уравнения легко могут быть преобразованы одно в другое, поскольку численные значения показателей степени определяются уравнениями связи.

Выбор того или иного критериального уравнения определяется обычно либо стремлением использовать традиционные формы обобщенных переменных (в данном случае критерии Рейнольдса и Фруда), либо удобством обработки экспериментальных данных. Численные значения коэффициента  $C$  и показателей степени могут быть определены только опытным путем.

**Пример 3.33.** В реакторе (рис. 3.12) диаметром 1000 мм, заполненном на высоту 1000 мм реакционной массой, имеющей при температуре ведения процесса  $\mu = 150 \cdot 10^{-3}$  Па·с и  $\rho_c = 1200$  кг/м<sup>3</sup>, необходимо обеспечить равномерное распределение твердых частиц катализатора с наибольшим размером 1,3 мм и плотностью 2450 кг/м<sup>3</sup>;  $T : Ж = 1 : 4$ .

Какую мешалку целесообразнее использовать — пропеллерную трехлопастную (рис. 3.13, а) с шаговым отношением 1 или турбинную (рис. 3.13, б) закрытого типа с восемью лопастями?

**Решение.** 1. Определяем диаметр нормализованной мешалки:

$$d_m = (0,25 \div 0,3) D = (0,25 \div 0,3) 1 = 0,3 \text{ м.}$$

2. Для нахождения требуемых значений критерия  $Re_{ц}$  и величины определяющей частоты вращения воспользуемся обобщенным уравнением:

$$Re_{ц} = C Ga^k S_{\rho}^l \Gamma_{d_3}^m \Gamma_D^n.$$

В этом уравнении:

	$C$	$k$	$l$	$m$	$n$
Для пропеллерной мешалки . . .	0,105	0,6	0,8	0,4	1,9
» турбинной » . . . . .	0,25	0,57	0,37	0,33	1,15

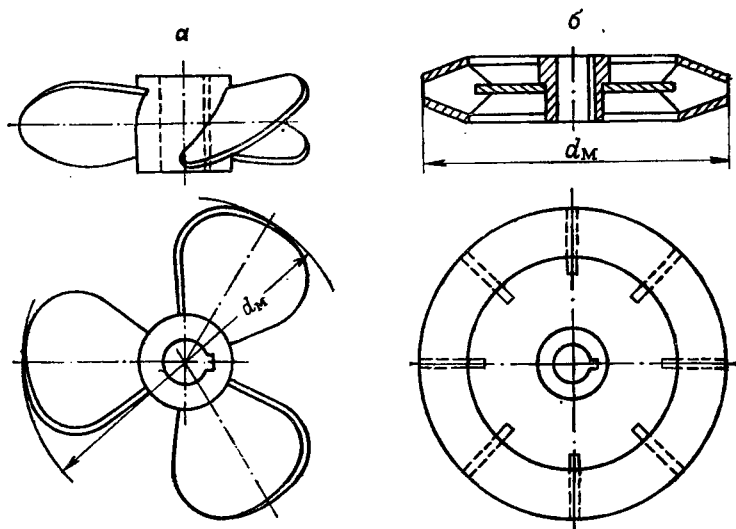


Рис. 3.13 (к примерам 3.33 и 3.34).

Вычисляем значения критериев и симплексов подобия:

$$Ga = \frac{d_M^3 \rho c_s^2 g}{\mu^2} = \frac{33 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2^2 \cdot 10^6 \cdot 9,81}{1,5^2 \cdot 10^{-2}} = 1,7 \cdot 10^7;$$

$$S_\rho = \frac{\rho_n}{\rho_0} = \frac{2,45 \cdot 10^3}{1,2 \cdot 10^3} = 2,04;$$

$$\Gamma_{d_n} = \frac{d_n}{d_M} = \frac{1,3 \cdot 10^{-3}}{3 \cdot 10^{-1}} = 4,33 \cdot 10^{-3};$$

$$\Gamma_D = \frac{D}{d_M} = \frac{1,0}{3 \cdot 10^{-1}} = 3,33.$$

Найденные величины критериев и симплексов подобия лежат в пределах приложимости уравнения.

Находим значения критерия  $Re_n$  и определяющей частоты вращения для пропеллерной мешалки:

$$Re_n = 0,105 Ga^{0,6} S_\rho^{0,8} \Gamma_{d_n}^{0,4} \Gamma_D^{1,9} = 1,05 \cdot 10^{-1} \cdot 1,7^{0,6} \cdot 10^{4,2} \cdot 2,04^{0,8} \times \\ \times 4,33^{0,4} \cdot 10^{-1,2} \cdot 3,33^{1,9} = 4,51 \cdot 10^3;$$

$$n_0 = Re_n \frac{\mu}{\rho c d_M^2} = \frac{4,51 \cdot 10^3 \cdot 1,5 \cdot 10^{-1}}{1,2 \cdot 10^3 \cdot 3^2 \cdot 10^{-2}} = 6,26 \text{ об/с} = 376 \text{ об/мин.}$$

Находим значения критерия  $Re_{\Pi}$  и определяющей частоты вращения для турбинной мешалки:

$$Re_{\Pi} = 0,25Ga^{0,57} S_{\rho}^{0,37} \Gamma_{d_{\text{ч}}}^{0,33} \Gamma_D^{1,15} = 2,5 \cdot 10^{-1} \cdot 1,7^{0,57} \cdot 10^3 \cdot 0,99 \cdot 2,04^{0,37} \times \\ \times 4,33^{0,33} \cdot 10^{-0,99} \cdot 3,33^{1,15} = 2,85 \cdot 10^3;$$

$$n_0 = Re_{\Pi} \frac{\mu}{\rho_c d_M^2} = \frac{2,85 \cdot 10^3 \cdot 1,5 \cdot 10^{-4}}{1,2 \cdot 10^3 \cdot 3^2 \cdot 10^{-2}} = 3,96 \text{ об/с} = 238 \text{ об/мин.}$$

3. Определяем мощность, затрачиваемую непосредственно на перемешивание.

Из графика  $K_N = f(Re)$  [2] находим для пропеллерной мешалки:  $K_N = 0,32$ ; для турбинной мешалки:  $K_N = 1,3$ .

Вычисляем постоянный множитель:

$$\rho_c d_M^5 = 1,2 \cdot 10^3 \cdot 3^5 \cdot 10^{-5} = 2,91.$$

Мощность, потребляемая пропеллерной мешалкой:

$$N = K_N n_0^3 \rho_c d_M^5 = 3,2 \cdot 10^{-1} \cdot 6,26^3 \cdot 2,91 = 227 \text{ Вт} \approx 0,23 \text{ кВт.}$$

Мощность, потребляемая турбинной мешалкой:

$$N = K_N n_0^3 \rho_c d_M^5 = 1,3 \cdot 3,96^3 \cdot 2,91 = 234 \text{ Вт} \approx 0,23 \text{ кВт.}$$

Так как в данном случае мощность, затрачиваемая на перемешивание, одинакова, выбираем турбинную мешалку, работающую при меньшей частоте вращения.

**Пример 3.34.** Опыты по окислению сульфида аммония в тиосульфат кислородом, проведенные в модельном аппарате диаметром 500 мм с четырьмя отражательными перегородками, показали, что при перемешивании закрытой турбинной мешалкой диаметром 125 мм, с частотой вращения 6 об/с и при удельном расходе кислорода  $u_M = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \text{ O}_2 / (\text{м}^3 \cdot \text{с})$  обеспечивается поглощение 1,04 дм<sup>3</sup> кислорода на 1 м<sup>3</sup> реакционной среды в 1 с — удельная производительность  $k_M = 1,04 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \text{ O}_2 / (\text{м}^3 \cdot \text{с})$ .

На основании результатов модельных опытов проектируется промышленный аппарат диаметром 2 м с мешалкой диаметром 0,5 м, геометрически подобный модельному ( $\Gamma_D = D/d = 4$ ). Необходимо рассчитать частоту вращения мешалки в промышленном аппарате, при которой будет обеспечена такая же удельная производительность, как и в модельных условиях. Расход кислорода в промышленном аппарате  $u_{\Pi} = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \text{ O}_2 / (\text{м}^3 \cdot \text{с})$ ; физические свойства реакционной среды в модельном и в промышленном аппаратах близки к свойствам воды. Температура реакции 80 °С.

**Решение.** Для расчета промышленных аппаратов, в которых  $Re_{\Pi} \geq 1,8 \cdot 10^5$ , можно воспользоваться уравнением:

$$Di = C Re_{\Pi}^{0,09} Fr_{\Pi}^{0,165} K_u^{0,75} \Gamma_D^{-0,167}, \quad (a)$$

где  $Di = k/n$  — критерий Дьяконова;  $K_u = u/n$  — критерий распределения.



Если при переходе от модели к промышленному аппарату свойства реагирующих фаз не изменяются, уравнение (а) приводится к виду:

$$k = C_1 \frac{n^{0,67} d_M^{1,015} \mu^{0,75}}{D^{0,67}}.$$

Вычисляем значение критерия Рейнольдса (центробежного) для модельного аппарата:

$$Re_{\Pi} = \frac{\rho n d_M^2}{\mu} = \frac{972 \cdot 6 \cdot 0,125^2}{3,56 \cdot 10^{-4}} = 2,55 \cdot 10^5 > 1,8 \cdot 10^5.$$

Таким образом, результаты опытов могут быть использованы для моделирования.

По опытам на модели определяем коэффициент  $C_1$  для рассматриваемого процесса:

$$C_1 = \frac{k_M D_M^{0,67}}{n_M^{0,67} (d_M)_M^{1,015} \mu_M^{0,75}} = \frac{1,04 \cdot 10^{-3} \cdot 0,5^{0,67}}{6^{0,67} \cdot 0,125^{1,015} (3,5 \cdot 10^{-3})^{0,75}} = 1,15 \cdot 10^{-2}.$$

Подставив в уравнение характеристики промышленного аппарата и найденное значение  $C_1$ , рассчитаем частоту вращения мешалки:

$$n_{\Pi} = \left( \frac{k_{\Pi} D_{\Pi}^{0,67}}{C_1 (d_{\Pi})_{\Pi}^{1,015} \mu_{\Pi}^{0,75}} \right)^{\frac{1}{0,67}} = \left( \frac{1,04 \cdot 10^{-3} \cdot 2^{0,67}}{1,15 \cdot 10^{-2} \cdot 0,5^{1,015} (3,5 \cdot 10^{-3})^{0,75}} \right)^{\frac{1}{0,67}} = 2,85 \text{ об/с.}$$

Принимаем скорость вращения мешалки  $n_{\Pi} = 3$  об/с.

Проверяем значение критерия Рейнольдса для промышленного аппарата:

$$Re_{\Pi} = \frac{972 \cdot 3 \cdot 0,5^2}{3,56 \cdot 10^{-4}} = 2,04 \cdot 10^6.$$

Поскольку значение критерия Рейнольдса для промышленного аппарата также лежит в пределах приложимости уравнения (а), выбранная частота вращения обеспечит заданную производительность.

## КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

3.1. Найти соотношение диаметров частиц свинцового блеска ( $\rho = 7800 \text{ кг/м}^3$ ) и кварца ( $\rho = 2600 \text{ кг/м}^3$ ), осаждающихся с одинаковой скоростью: а) в воздухе; б) в воде, считая, что осаждение происходит при  $Re < 0,2$ .

3.2. С какой скоростью будут осаждаться шарообразные частицы кварца ( $\rho = 2600 \text{ кг/м}^3$ ) диаметром 10 мкм; а) в воде при  $15^\circ\text{C}$ ; б) в воздухе при 15 и  $500^\circ\text{C}$ ?

3.3. Какой должна быть скорость воздуха в вертикальной трубе пневматической сушилки, чтобы обеспечить перемещение кристаллов плотностью  $2000 \text{ кг/м}^3$  с наибольшим диаметром 3 мм? Температура воздуха  $60^\circ\text{C}$ . Скорость воздуха должна быть на 25% больше скорости витания частиц.

3.4. Рассчитать скорость восходящего потока воздуха в воздушном сепараторе, необходимую для отделения мелких ( $d < 1 \text{ мм}$ ) частиц апатита от более крупных. Температура воздуха  $20^\circ\text{C}$ . Плотность апатита  $3230 \text{ кг/м}^3$ .

3.5. Каким должно быть расстояние между полками пылевой камеры (см. рис. 3.9), чтобы в ней оседали частицы колчеданной пыли диаметром более 15 мкм? Остальные условия такие же, как в примере 3.6.

3.6. Через пылевую камеру (см. рис. 3.9) с расстоянием между полками 100 мм проходят  $2000 \text{ м}^3/\text{ч}$  запыленного газа плотностью  $1,6 \text{ кг/м}^3$  (расход и плотность даны при нормальных условиях). Температура газа  $400^\circ\text{C}$ . Динамический коэффициент вязкости газа при этой температуре  $0,03 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ . Плотность пыли  $3700 \text{ кг/м}^3$ . Длина камеры 4,55 м, ширина 1,71 м, высота 4 м. Какого размера частицы пыли будут улавливаться в камере, если считать, что действительная скорость осаждения вдвое меньше теоретической?

3.7. Доказать идентичность формул (3.9) и (3.10) для расчета площади отстойника непрерывного действия.

3.8. Определить диаметр отстойника (см. рис. 3.2) для непрерывного уплотнения водной суспензии мела, имеющей температуру  $35^\circ\text{C}$ . Остальные условия такие же, как в примере 3.8.

3.9. Как изменится производительность отстойника, если температуру водной суспензии повысить с 15 до  $50^\circ\text{C}$ ? В обоих случаях  $Re < 0,2$ .

3.10. Подобрать циклон типа НИИОГАЗ (см. рис. 3.3 и табл. 3.1) по следующим данным: расход запыленного воздуха  $5100 \text{ м}^3/\text{ч}$  ( $0^\circ\text{C}$  и 760 мм рт. ст.), температура воздуха  $50^\circ\text{C}$ . Плотность пыли  $1200 \text{ кг/м}^3$ . Частицы пыли имеют наименьший диаметр 15 мкм. Определить также гидравлическое сопротивление циклона.

3.11. Вывести формулу (3.25), исходя из условия, что объем суспензии равен сумме объемов жидкой и твердой фаз.

3.12. Рассчитать плотность водной суспензии, содержащей 10% (масс.) твердой фазы. Относительная плотность твердой фазы равна 3.

3.13. Определить скорость осаждения в воде при  $25^\circ\text{C}$  продолговатых частиц угля ( $\rho = 1400 \text{ кг/м}^3$ ) и пластинчатых частиц сланца ( $\rho = 2200 \text{ кг/м}^3$ ), имеющих эквивалентный диаметр 2 мм.

3.14. Определить диаметр частиц свинцового блеска угловатой формы, осаждающихся со скоростью  $0,25$  м/с в воде при температуре  $15^\circ\text{C}$ . Плотность свинцового блеска  $7500$  кг/м<sup>3</sup>.

3.15. Какое количество влажного осадка будет собрано на фильтре в результате фильтрования  $10$  м<sup>3</sup> суспензии относительного удельного веса  $1,12$ , содержащей  $20\%$  (масс.) твердой фазы? Влажность осадка  $25\%$ .

3.16. В результате фильтрования водной суспензии с содержанием  $20\%$  (масс.) твердой фазы собрано  $15$  м<sup>3</sup> фильтрата. Влажность осадка  $30\%$ . Сколько получено осадка, считая на сухое вещество?

3.17. Фильтрпресс имеет  $26$  рам размером  $62 \times 62$  см. Толщина рам  $25$  мм. Время фильтрования до заполнения рам  $2$  ч. Промывка ведется водой в количестве  $10\%$  от объема фильтрата. Давление во время фильтрования и промывки одинаково и постоянно. Сколько времени требуется на промывку? Осадок однородный несжимаемый, объем его составляет  $5\%$  от объема фильтрата. Расчет вести по уравнению (3.13), полагая  $C = 0$ .

3.18. Время фильтрования  $20$  м<sup>3</sup> раствора на рамном фильтр-прессе  $2,5$  ч. Найти ориентировочное время промывки осадка  $2$  м<sup>3</sup> воды, полагая приближенно, что скорость промывки в  $4$  раза меньше скорости фильтрования в конечный момент. Сопротивлением ткани пренебречь. Динамические коэффициенты вязкости фильтрата и промывной воды одинаковы.

3.19. Как изменится время промывки осадка в условиях предыдущей задачи, если  $\mu$  фильтрата  $1,5 \cdot 10^{-3}$  Па·с, а промывной воды  $1 \cdot 10^{-3}$  Па·с.

3.20. Найти теоретическое время промывки осадка на фильтре при следующих условиях: интенсивность промывки  $6$  дм<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·мин); толщина лепешки  $30$  мм; начальная концентрация отмываемой соли в фильтрате промывной воды  $120$  г/дм<sup>3</sup>, конечная —  $2$  г/дм<sup>3</sup>. Константа скорости промывки  $K$ , по опытным данным, равняется  $350$  см<sup>3</sup>/дм<sup>3</sup>.

3.21. Определить константу скорости промывки  $K$  при следующих условиях: интенсивность промывки  $10$  дм<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·мин); толщина лепешки  $25$  мм; начальная концентрация соли в фильтрате промывной воды  $40$  г/дм<sup>3</sup>, конечная —  $0,5$  г/дм<sup>3</sup>; время промывки  $1$  ч  $40$  мин.

3.22. Как изменится производительность фильтра, если: 1) вдвое увеличить фильтрующую поверхность; 2) вдвое увеличить давление (при однородном несжимаемом осадке); 3) вдвое увеличить концентрацию твердого вещества в фильтруемой суспензии; 4) вдвое уменьшить (повышая температуру) вязкость фильтрата; 5) вдвое увеличить время полного оборота фильтра (т. е. увеличить толщину слоя осадка)?

3.23. Показать ориентировочно, как влияет изменение частоты вращения барабанного вакуум-фильтра (см. рис. 3.10) на его про-

изводительность (например, при увеличении частоты вращения на 50 %). Воспользоваться уравнением (3.13), полагая  $C = 0$ .

3.24. Определить технологический тип и наметить конструкцию центрифуги для отделения *n*-нитроанилина от раствора после перекристаллизации, учитывая следующие данные: 1) концентрация твердого вещества в суспензии 35%; 2) растворитель — вода; 3) осадок кристаллический; 4) требуемая остаточная влажность 5%; 5) кристаллизация идет периодически.

3.25. Требуется выделить хлопковое масло из промывных вод (соапстока) после щелочной очистки. Определить технологический тип и наметить конструкцию центрифуги, учитывая следующие данные: 1) характер смеси — эмульсия; 2) относительная плотность масла 0,9; 3) относительная плотность водного раствора соли (добавленной для разрушения эмульсии) 1,05.

3.26. Определить удельное давление на стенки барабана центрифуги, если толщина слоя жидкости 10 см, внутренний диаметр барабана 1 м, частота вращения 500 об/мин. Плотность жидкости 1100 кг/м<sup>3</sup>.

3.27. Найти частоту вращения центрифуги, если известно, что высота барабана  $H = 0,5$  м. Давление у стенок барабана должно быть 5 кгс/см<sup>2</sup> ( $\sim 0,5$  МПа). Загружено 400 кг суспензии.

3.28. Показать приближенно, что при допуске напряжении на разрыв для стали  $K_2 = 88,3 \cdot 10^6$  Па, т. е. 900 кгс/см<sup>2</sup>, окружная скорость барабана центрифуги не должна превышать 60 м/с. Исходя из этого условия, определить наибольший допустимый диаметр барабана: а) для фильтрующей центрифуги, делающей 1100 об/мин; б) для трубчатой сверхцентрифуги, делающей 14 000 об/мин.

3.29. Вывести формулу, по которой можно вычислить скорость центрифугирования твердых шарообразных частиц, исходя из закона Стокса. Частота вращения измеряется в об/с.

3.30. Во сколько раз быстрее произойдет осаждение одних и тех же частиц в центрифуге, чем в отстойнике, если барабан центрифуги имеет  $D = 1$  м и  $n = 600$  об/мин? Режим осаждения в обоих случаях ламинарный.

3.31. Определить приближенно, пренебрегая трением вала в подшипниках и трением стенки барабана о воздух, время разгона центрифуги, в которую загружено 300 кг влажной соли. Внутренний диаметр барабана 1 м, его масса 200 кг. Рабочая частота вращения 800 об/мин. Мощность электродвигателя 6 кВт, общий к. п. д. агрегата 0,8. Высота барабана 780 мм, коэффициент заполнения барабана 0,5.

3.32. В условиях предыдущей задачи найти требуемую мощность электродвигателя (с учетом трения), если период разгона центрифуги принять равным 2,5 мин. Диаметр вала 70 мм; подшипники — шариковые; толщина стенки барабана 10 мм.

3.33. Определить необходимое число центрифуг периодического действия с размерами барабана  $D = 1200$  мм,  $H = 500$  мм

для фильтрования 50 т суспензии в сутки. Суспензия содержит 40% (масс.) твердой фазы. Относительная плотность жидкой фазы 1,1, твердой — 1,8. Продолжительность одной операции 25 мин. Число рабочих часов в сутках принять равным 20. Коэффициент заполнения барабана 0,5.

3.34. Как изменится производительность фильтрующей центрифуги, если увеличить частоту ее вращения вдвое? Осадок однородный несжимаемый. Сопротивлением фильтрующей ткани пренебречь.

3.35. Отстойная горизонтальная автоматическая центрифуга АОГ-1800 должна работать на водной суспензии мела. Определить производительность центрифуги по питанию, если температура суспензии 40 °С. Размер наименьших частиц мела 2 мкм. Техническая характеристика центрифуги: диаметр барабана 1800 мм, длина барабана 700 мм, диаметр борта 1300 мм, частота вращения  $n = 735$  об/мин; к. п. д. принять равным 0,45.

3.36. Во сколько раз производительность промышленной фильтрующей центрифуги типа АГ больше производительности лабораторной модели, геометрически ей подобной? Размеры промышленной центрифуги больше размеров лабораторной в три раза. Работа ведется на одной и той же суспензии, с одинаковой частотой вращения и при одинаковом времени заполнения барабана осадком.

3.37. Определить производительность шнековой осадительной центрифуги НОГШ-600, работающей на водной суспензии гипса при температуре 50 °С. Наименьшие частицы гипса в суспензии имеют диаметр 2 мкм. Техническая характеристика центрифуги: диаметр сливного цилиндра 480 мм; длина зоны осаждения 350 мм; частота вращения барабана  $n = 1400$  об/мин.

3.38. Осаждение частиц какого диаметра обеспечит центрифуга НОГШ-230, если на разделение подавать 3 м<sup>3</sup>/ч водной суспензии каолина при 35 °С? Техническая характеристика центрифуги: диаметр сливного цилиндра 180 мм; длина его 164 мм; частота вращения барабана 1600 об/мин.

3.39. Определить скорость воздуха, необходимую для начала образования взвешенного слоя частиц гранулированного алюмосиликагеля при следующих условиях: температура воздуха 100 °С; плотность алюмосиликагеля (кажущаяся)  $\rho = 968$  кг/м<sup>3</sup>; диаметр частиц 1,2 мм. Каково будет гидравлическое сопротивление, если высота неподвижного слоя 400 мм?

3.40. В условиях предыдущей задачи определить порозность и высоту взвешенного слоя, если скорость воздуха превышает критическую в 1,7 раза.

3.41. Определить наибольший диаметр гранулированных частиц угля, начинающих переходить во взвешенное состояние в воздухе при скорости его в аппарате 0,2 м/с. Температура 180 °С. Определить также объемную концентрацию частиц, если скорость воздуха повысится до 0,4 м/с. Плотность угля (кажущаяся) 660 кг/м<sup>3</sup>.

3.42. Бак диаметром 900 мм и высотой 1100 мм, снабженный мешалкой, заполнен на  $\frac{3}{4}$  цилиндрическим маслом ( $\rho = 930 \text{ кг/м}^3$ ,  $\mu = 18 \text{ Па}\cdot\text{с}$ ). Какой мощности надо установить электродвигатель для трехлопастной пропеллерной мешалки с частотой вращения 180 об/мин?

3.43. Для получения разбавленного раствора минеральная соль интенсивно размешивается с водой при  $64^\circ\text{C}$  посредством лопастной мешалки. Какова частота вращения мешалки, если диаметр ее 0,5 м, а мощность, потребляемая электродвигателем, 0,8 кВт? Физические характеристики для разбавленного раствора принять такие же, как и для воды.

3.44. Лопастная мешалка размером  $d_1 = D/3$  заменена на меньшую с  $d_2 = D/4$ . Размешивание в обоих случаях производится в условиях ламинарного режима. Как изменится частота вращения мешалки при той же мощности электродвигателя?

3.45. Каким должен быть диаметр пропеллерной мешалки для интенсивного перемешивания технического глицерина ( $\rho = 1200 \text{ кг/м}^3$ ,  $\mu = 1,6 \text{ Па}\cdot\text{с}$ ) в баке диаметром 1750 мм при  $n = 500 \text{ об/мин}$  и расходе мощности 17 кВт?

#### ПРИМЕР РАСЧЕТА БАТАРЕЙНОГО ЦИКЛОНА [3.1]

В батарейном циклоне (рис. 3.14) требуется очищать от пыли  $7800 \text{ м}^3/\text{ч}$  газа при температуре  $310^\circ\text{C}$ . Плотность газа (при  $0^\circ\text{C}$  и 760 мм рт. ст.)  $1,3 \text{ кг/м}^3$ . Барометрическое давление 99 300 Па (745 мм рт. ст.). На входе в батарейный циклон газ находится под разрежением 294 Па (30 мм вод. ст.). Гидравлическое сопротивление батарейного циклона не должно превышать 392 Па (40 мм вод. ст.). Плотность пыли  $2450 \text{ кг/м}^3$ . Запыленность газа  $32 \text{ г/м}^3$  (при  $0^\circ\text{C}$  и 760 мм рт. ст.). Пыль слабо слипающаяся.

**Решение.** Характеристики циклонных элементов типа БЦ с розеточным направляющим аппаратом в случае улавливания слабо слипающейся пыли с плотностью  $2300 \text{ кг/м}^3$  при  $\Delta\rho/\rho = 736 \text{ м}^2/\text{с}^2$  (или  $\Delta\rho/\gamma = 75 \text{ м}$ ) приведены в табл. 3.4. На основании данных этой таблицы выбираем циклонные элементы диаметром 150 мм (допускаемая запыленность газа до  $35 \text{ г/м}^3$ ).

Определим плотность газа при рабочих условиях:

$$\rho = 1,293 \frac{273 \left( 745 - \frac{30}{13,6} \right)}{(273 + 310) 760} = 0,595 \text{ кг/м}^3.$$

По условию потеря давления  $\Delta\rho$  не должна превышать 392 Па (40 мм вод. ст.). Соотношение  $\Delta\rho/\rho = 392/0,595 = 600 \text{ м}^2/\text{с}^2$  (или  $\Delta\rho/\gamma = 40/0,595 = 67,2 \text{ м}$ ) не выходит из рекомендуемых пределов 540—736  $\text{м}^2/\text{с}^2$  (или 55—75 м).

Таблица 3.4

Диаметр элемента мм	Наибольшая допустимая запыленность газа, $\text{г/м}^3$ (при $0^\circ\text{C}$ и 760 мм рт. ст.)	Степень улавливания пыли (в %) при диаметре частиц			Коэффициент гидравлического сопротивления $\zeta_0$ при угле наклона лопастей	
		5 мкм	10 мкм	15 мкм	$25^\circ$	$30^\circ$
250	75	72	84	93	90	65
150	35	78	88	95		
100	15	82	91	96		

Рис. 3.14. Батарейный циклон.

Для направляющего аппарата типа розетки с углом наклона лопастей к горизонтали  $25^\circ$  коэффициент гидравлического сопротивления  $\zeta_0 = 90$ .

Скорость газа в цилиндрической части циклонного элемента  $w_{\text{ц}}$  определяем из формулы (3.12):

$$w_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{2 \Delta p}{\zeta_0 \rho}} = \sqrt{\frac{392 \cdot 2}{90 \cdot 0,595}} = 3,84 \text{ м/с.}$$

Расход газа на один элемент батарейного циклона:

$$V_1 = 0,785 D^2 \cdot 3600 w_{\text{ц}} = 0,785 \cdot 0,150^2 \cdot 3600 \cdot 3,84 = 244 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Требуемое число элементов:

$$n = 7800/244 = 32.$$

Располагаем их в четыре ряда по ходу газа (восемь элементов в каждом ряду).

### ПРИМЕР РАСЧЕТА ПЕННОГО ГАЗОПРОМЫВАТЕЛЯ ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗА ОТ ПЫЛИ [3.9]

Определить основные размеры пенного газопромывателя для очистки от пыли  $50\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$  газа при  $80^\circ\text{C}$ . Запыленность газа на входе в аппарат  $c_{\text{вх}} = 0,01 \text{ кг/м}^3$  (при нормальных условиях), степень очистки  $0,99$ .

**Решение.** Поскольку скорость газа в полном сечении аппарата является основным фактором, от которого зависит хорошее пенообразование и, следовательно, эффективность очистки, важно правильно выбрать расчетную скорость. Верхним пределом допустимой скорости газа является такая его скорость, при которой резко усиливается унос воды в виде брызг. По экспериментальным данным в газопромывателях, имеющих слой пены высотой  $30\text{--}100 \text{ мм}$ , струйный прорыв газа, вызывающий разрушение пены и сильный брызгонос, начинается при скоростях газа в полном сечении аппарата (под решеткой) от  $2,7$  до  $3,5 \text{ м/с}$ .

Чем выше слой пены на решетке и чем больше свободное сечение решетки, тем большая скорость газа возможна без брызгоноса. Уменьшение диаметра отверстий (при сохранении постоянного свободного сечения решетки) также способствует уменьшению брызгоноса. Обычно верхним пределом является скорость газа под решеткой  $\sim 3 \text{ м/с}$ .

Нижним пределом скорости газа для пенного аппарата является такая скорость, при которой сильно уменьшается пенообразование.

Для пенных газопромывателей с большим свободным сечением решетки и большим диаметром отверстий нижним пределом является такая скорость газа, при которой большая часть жидкости протекает через отверстия, в результате чего высота пены становится ничтожно малой. Для обычных условий нижним пределом расчетной скорости можно считать  $1 \text{ м/с}$ .

Принем среднюю скорость газа  $w = 2,3 \text{ м/с}$ . Определяем площадь поперечного сечения аппарата:

$$f = \frac{50\,000}{3600 \cdot 2,3} = 6 \text{ м}^2.$$

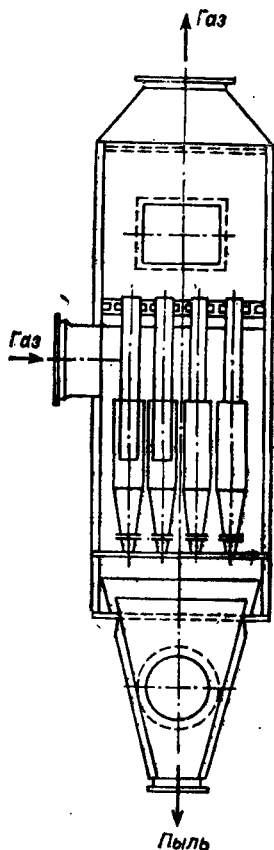
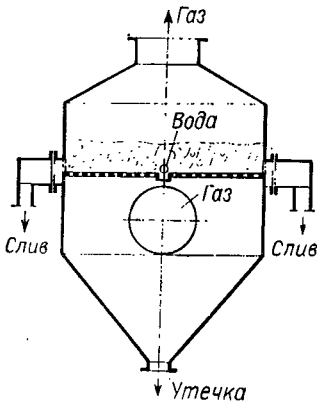


Рис. 3.15. Пенный газопромыватель.



Газопромыватель может быть круглого или прямоугольного сечения. В круглом аппарате обеспечивается более равномерный поток газа, в прямоугольном — лучшее распределение жидкости.

Примем аппарат прямоугольного сечения размером 3 X 2 м с подачей воды посередине (рис. 3.15). Для лучшего распределения газа по площади аппарата ввод газа осуществляется через диффузор.

Расчет количества подаваемой воды проводится различно, в зависимости от температуры поступающего газа. Для холодного газа наибольшее влияние на расход воды оказывают гидродинамические факторы, для горячего газа расход воды определяется тепловым балансом.

При очистке от пыли газов, имеющих температуру ниже 100 °С, расчет количества подаваемой воды проводят, исходя из гидродинамики процесса и материального баланса газоочистки. В обычных условиях для сохранения достаточной равномерности пенообразования по всей решетке необходимо, чтобы через отверстия протекало не больше 50 % подаваемой воды, так как слишком сильная утечка создает неравномерность высоты слоя воды на решетке.

Расход воды в газопромывателе складывается из расхода воды, идущей в утечку, и расхода воды, идущей на слив с решетки.

Испарением воды при заданной температуре газа можно пренебречь.

Количество воды, протекающей через отверстия решетки, определяется массой уловленной пыли и заданным составом суспензии, а затем подбирается решетка с таким свободным сечением, диаметром отверстий и прочими данными, чтобы обеспечить установленную утечку.

При заданной степени очистки  $\eta$  концентрация пыли в газе после газопромывателя  $c_{\text{вых}}$  определяется по формуле \*:

$$c_{\text{вых}} = c_{\text{вх}} (1 - \eta) = 0,01 (1 - 0,99) = 0,0001 \text{ кг/м}^3.$$

Количество улавливаемой пыли:

$$G_{\text{ул}} = V_0 (c_{\text{вх}} - c_{\text{вых}}) = 50\,000 \frac{273}{273 + 80} (0,01 - 0,0001) = 383 \text{ кг/ч.}$$

Если известна концентрация суспензии  $c = T : Ж$  (в кг/кг), то утечка  $L_y$ , т. е. объем воды, необходимый для образования суспензии (в м<sup>3</sup>/ч), определяется по уравнению:

$$L_y = \frac{KG_{\text{ул}}}{1000c},$$

где  $K$  — коэффициент распределения пыли между утечкой и сливной водой, выраженный отношением количества пыли, попадающей в утечку, к общему количеству уловленной пыли; обычно  $K = 0,6 \div 0,8$ .

Концентрация суспензии, как правило, находится в пределах отношения  $T : Ж = (1 : 5) \div (1 : 10)$ . Получение суспензии с  $T : Ж > 1 : 5$  может вызвать забивание отверстий решетки (особенно мелких). Получение суспензии с  $T : Ж < 1 : 10$  иррационально ввиду ее слишком больших объемов.

\* Концентрация пыли  $c_{\text{вых}}$  отнесена к объему газа перед аппаратом  $V_0$ , приведенному к нормальным условиям. Она незначительно отличается от запыленности газа (в кг/м<sup>3</sup>) после аппарата, так как количество газа после аппарата увеличивается на 1—2 % за счет испарения воды в газопромывателе.



Примем  $c = 1 ; 8 = 0,125$  кг/кг и  $K = 0,7$ . Тогда

$$L_y = \frac{0,7 \cdot 383}{1000 \cdot 0,125} = 2,14 \text{ м}^3/\text{ч}$$

на всю решетку или

$$2,14/6 = 0,36 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

на  $1 \text{ м}^2$  решетки.

Вследствие трудности определения параметров решетки по заданной утечке, а также учитывая частичное испарение воды после ее протекания через решетку, возьмем коэффициент запаса  $\sim 1,5$ , т. е. примем  $L_y = 1,5 \cdot 2,14 \approx 3,3 \text{ м}^3/\text{ч}$ , или  $0,55 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

Количество сливной воды определяется по формуле:

$$L_{\text{сл}} = ib,$$

где  $i$  — интенсивность потока на сливе с решетки,  $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ ;  $b$  — ширина решетки перед сливом, равная длине сливного порога, м.

Принимая  $i = 1 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ , находим для выбранного типа аппарата (слив на обе стороны):

$$L_{\text{сл}} = 1 \cdot 2 \cdot 2 = 4 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Общий расход воды:

$$L = 3,3 + 4 = 7,3 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Удельный расход воды:

$$L_{\text{уд}} = 7300/50\,000 = 0,146 \text{ дм}^3/\text{м}^3 \text{ газа}.$$

Утечка составляет от общего расхода воды  $L$ :

$$L_y = (3,3/7,3) 100 = 45 \%,$$

что приемлемо (должно быть  $L \geq 2L_y$ ).

Основные характеристики решетки (диаметр и шаг отверстий) подбирают, исходя из необходимой утечки.

Установлено, что утечка воды возрастает с увеличением диаметра отверстий  $d_0$  и высоты исходного слоя \* жидкости на решетке  $h_0$ .

Утечка сильно возрастает при уменьшении скорости газа в отверстиях ниже  $4-6 \text{ м/с}$  (в зависимости от  $d_0$  и  $h_0$ ) и резко снижается при увеличении скорости газа выше  $13-15 \text{ м/с}$ , что может вызвать забивание решетки пылью. Кроме того, повышенные скорости газа в отверстиях при небольшом слое воды (пены) на решетке, характерном для газопромывателей, приводит к струйному прорыву газа и сильному брызгообразованию.

Для обеспечения нормальной работы газопромывателя скорость газа  $w_0$  в крупных отверстиях решеток следует выбирать в пределах  $8-13 \text{ м/с}$ , а для решеток с более мелкими отверстиями в пределах  $7-10 \text{ м/с}$ , в зависимости от исходной запыленности газа, возможных колебаний газовой нагрузки и других условий.

Учитывая значительную концентрацию пыли в газе ( $10 \text{ г/м}^3$  при нормальных условиях) и относительно большую легкость изготовления решеток с крупными отверстиями (меньше отверстий и легче сверловка их), устанавливаем решетку с крупными отверстиями, для которых рекомендуются расчетные скорости газа  $8-13 \text{ м/с}$ . Считая, что колебания в нагрузке аппарата по газу будут происходить, в основном, в сторону снижения (обычные условия), выбираем скорость газа  $w_0 = 12 \text{ м/с}$ .

Тогда отношение площади свободного сечения решетки  $f_0$  к площади сечения аппарата  $f$  составит:

$$f_0/f = w/(w_0 z) = 2,3/(12 \cdot 0,95) = 0,2,$$

\* Исходным слоем называется высота слоя неспененной жидкости, идущей на образование слоя пены данной высоты.

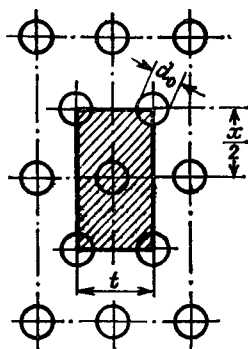


Рис. 3.16. Размещение отверстий на решетке.

где  $z = 0,95$  — коэффициент, учитывающий, что 5 % площади свободного сечения занимают опоры решетки, переливные стенки и т. д.

При разбивке отверстий решетки по шестиугольнику с шагом  $t$  заштрихованная площадь на рис. 3.16 равняется:

$$S = tx = t \cdot 2 \sqrt{t^2 - (t^2/4)} = 1,73t^2.$$

На эту площадь приходится два отверстия диаметром  $d_0$ . Площадь отверстий:

$$S_0 = 2 \cdot 0,785d_0^2 = 1,57d_0^2.$$

Как было найдено выше, отношение  $S_0/S$  должно составлять 0,2:

$$1,57d_0^2/(1,73t^2) = 0,2,$$

откуда

$$t = \sqrt{1,57d_0^2/(1,73 \cdot 0,2)}.$$

При диаметре отверстий  $d_0 = 5$  мм:

$$t = \sqrt{0,91 \cdot 25/0,2} = 10,7 \approx 11 \text{ мм}.$$

Высота порога на сливе с решетки устанавливается из расчета создания слоя пены перед сливом высотой 60—100 мм (в зависимости от заданной степени очистки).

Подсчитаем, какова должна быть высота слоя пены на решетке, чтобы обеспечить заданную степень очистки  $\eta = 0,99$ .

Коэффициент скорости пылеулавливания

$$K_{\Pi} = 2\eta w / (2 - \eta) = 2 \cdot 0,99 \cdot 2,3 / (2 - 0,99) = 4,5 \text{ м/с}.$$

Связь между коэффициентом  $K_{\Pi}$  и высотой слоя пены  $H$  при улавливании гидрофильной пыли со средним размером частиц 15—20 мкм выражается эмпирической формулой:

$$H = K_{\Pi} - 1,95w + 0,09 = 4,5 - 1,95 \cdot 2,3 + 0,09 = 0,1 \text{ м}.$$

С другой стороны, для пылеуловителей

$$H = 0,806w^{0,5} h_0^{0,6},$$

где  $h_0$  — высота исходного слоя воды на решетке, м.

Отсюда

$$h_0 = \left( \frac{H}{0,806w^{0,5}} \right)^{1/0,6} = \left( \frac{0,1}{0,806 \cdot 2,3^{0,5}} \right)^{1/0,6} = 0,013 \text{ м}.$$

Высота исходного слоя жидкости  $h_0$  связана с интенсивностью потока на сливе  $q$  и с высотой порога  $h_{\Pi}$  эмпирической зависимостью:

$$h_0 = \varphi \sqrt[3]{t^2} + \Psi h_{\Pi},$$

где  $\varphi$  — коэффициент, характеризующий водослив; для производственных расчетов с достаточной точностью можно принять  $\varphi = 3$ ;  $\Psi$  — степень подпора жидкости порогом, которая может значительно изменяться в зависимости от условий пенообразования; для рабочих условий газопромывателей  $\Psi \approx 0,4$ .

Таким образом, высоту порога (в мм) можно рассчитать по формуле:

$$h_{\Pi} = 2,5h_0 - 7,5 \sqrt[3]{t^2}.$$

В нашем случае:  $w = 2,3$  м/с,  $i = 1$  м<sup>3</sup>/(м·ч). Тогда высота порога:

$$h_{\text{п}} = 2,5 \cdot 13 - 7,5 \sqrt[3]{1^2} = 25 \text{ мм.}$$

Для обеспечения работы аппарата при колебаниях его режима примем высоту порога 30 мм.

Общая высота газопромывателя складывается из высот отдельных частей его: надрешеточной  $h_1$ , подрешеточной  $h_2$  и бункера  $h_3$ . Эти высоты определяются конструктивно:  $h_1$  — в зависимости от брызгообразования и размеров брызгоуловителя,  $h_2$  — в зависимости от конструкции подвода газа,  $h_3$  — в зависимости от свойств суспензии.

## ПРИМЕР РАСЧЕТА БАРАБАННОГО ВАКУУМ-ФИЛЬТРА

Рассчитать барабанный вакуум-фильтр (см. рис. 3.10) производительностью 2,8 т/сутки сухого осадка гидрата закиси никеля по следующим данным: 1) вакуум  $53,3 \cdot 10^3$  Па (400 мм рт. ст.); 2) среднее удельное сопротивление осадка  $r = 43,21 \cdot 10^{10}$  м/кг сухого осадка; 3) удельное сопротивление фильтрующей ткани (диагональ)  $r_{\text{тк}} = 11,43 \cdot 10^{10}$  м/м<sup>2</sup>; 4) масса твердого вещества, отлагающегося на фильтре при получении 1 м<sup>3</sup> фильтрата,  $c = 207,5$  кг/м<sup>3</sup>; 5) заданная толщина слоя осадка  $\delta = 5$  мм \*; 6) объем влажного осадка, получаемого при прохождении через фильтр 1 м<sup>3</sup> фильтрата,  $0,686$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>; 7) плотность влажного осадка  $1220$  кг/м<sup>3</sup> (при влажности 75,2%), плотность фильтрата  $1110$  кг/м<sup>3</sup>; 8) общее число секций фильтра  $z = 24$  (по аналогии с применяющимися барабанными фильтрами); 9) динамический коэффициент вязкости фильтрата (при температуре фильтрования 50 °С)  $\mu = 1,51 \cdot 10^{-3}$  Па·с; 10) время просушки осадка на фильтре  $\tau_c = 1,5$  мин; 11) концентрация исходной суспензии 10,67%.

Решение. Расчет вакуум-фильтра сводится к определению необходимой поверхности фильтрования и к подбору фильтра по каталогу.

Поверхность фильтрования  $F$  (в м<sup>2</sup>) можно определить из выражения:

$$F = V_{\text{общ}}/V',$$

где  $V_{\text{общ}}$  — производительность фильтра по фильтрату, м<sup>3</sup>/ч;  $V'$  — производительность 1 м<sup>2</sup> фильтра по фильтрату, равная  $vn$ , м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч);  $v$  — производительность 1 м<sup>2</sup> фильтра за один оборот, м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>;  $n$  — частота вращения фильтра, об/ч.

Определяем производительность фильтра по фильтрату.

Производительность фильтра по сухому осадку должна составить 2,8 т/сутки, или 117 кг/ч. В пересчете на влажный осадок (влажность 75,2%) это будет  $(117 \cdot 100)/24,8 = 472$  кг/ч.

Количество суспензии, поступающей на фильтрование, при концентрации ее 10,67% составит  $(117 \cdot 100)/10,67 = 1096$  кг/ч. Тогда выход фильтрата будет равен  $1096 - 472 = 624$  кг/ч или, при плотности фильтрата  $1110$  кг/м<sup>3</sup>,  $624/1110 = 0,56$  м<sup>3</sup>/ч, т. е.  $13,4$  м<sup>3</sup>/сутки.

Таким образом,  $V_{\text{общ}} = 0,56$  м<sup>3</sup>/ч.

Для определения  $V'$  надо знать производительность 1 м<sup>2</sup> фильтра за один оборот, т. е. за время прохождения зоны фильтрования  $\tau$ , и частоту вращения фильтра в 1 ч.

Известно, что объем влажного осадка, отлагающегося на фильтре при прохождении 1 м<sup>3</sup> фильтрата, равен  $0,686$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>. При заданной толщине слоя осадка 5 мм необходимая поверхность зоны фильтрования на 1 м<sup>3</sup> фильтрата  $0,686/0,005 = 137,5$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>. Очевидно, через поверхность зоны фильтрования в 1 м<sup>2</sup> пройдет объем фильтрата:

$$v = 1/137,5 = 0,00728 \text{ м}^3/\text{м}^2.$$

\* Такая толщина слоя объясняется аморфной структурой осадка; для кристаллических осадков толщина слоя обычно больше (15—20 мм).

Для определения частоты вращения фильтра надо знать время фильтрования  $\tau$  (время, за которое образуется осадок толщиной 5 мм). Для этого воспользуемся основным уравнением фильтрования (3.13):

$$V^2 + 2VC = K\tau,$$

где  $V = 7,28 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$ .

Константу  $K$  определим по уравнению (3.15):

$$K = \frac{2 \Delta p}{\mu c r} = \frac{2 \cdot 53 \cdot 300}{1,51 \cdot 10^{-3} \cdot 207,5 \cdot 43,21 \cdot 10^{10}} = 0,79 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с},$$

где

$$\Delta p = 53 \cdot 300 \text{ Па} = 400 \text{ мм рт. ст.}; \mu = 1,51 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с};$$

$$c = 207,5 \text{ кг/м}^3; r = 43,21 \cdot 10^{10} \text{ м/кг}.$$

Константу  $C$  определим по уравнению (3.19):

$$C = \frac{r_{TK}}{rc} = \frac{11,43 \cdot 10^{10}}{43,21 \cdot 10^{10} \cdot 207,5} = 1,28 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2.$$

Тогда

$$\tau = \frac{7,28^2 \cdot 10^{-6} + 2 \cdot 7,28 \cdot 10^{-3} \cdot 1,28 \cdot 10^{-3}}{0,79 \cdot 10^{-6}} = 91 \text{ с} = 1,52 \text{ мин}.$$

Для определения частоты вращения барабана необходимо найти угловую скорость вращения фильтра по формуле:

$$\omega = \frac{360 - \varphi'}{\tau + \tau_0},$$

где  $\tau = 1,52$  мин — время фильтрования;  $\tau_0 = 1,5$  мин — время подсушки осадка;  $\varphi'$  — угол, занимаемый зоной съема осадка и мертвой зоной [принимаем его равным  $1,23$  рад, или  $70^\circ$  (на основании практических данных)]. Тогда

$$\omega = \frac{2\pi - 1,23}{3,02} = 1,67 \text{ рад/мин},$$

или

$$\omega = \frac{360 - 70}{3,02} = 96,2 \text{ град/мин}.$$

Общая продолжительность рабочего цикла, или продолжительность одного оборота барабана:

$$\tau_{об} = 2\pi/1,67 = 360/96,2 \approx 3,8 \text{ мин}.$$

Частота вращения фильтра в 1 ч:

$$n = 60/3,8 = 15,8 \text{ об/ч}.$$

Время просушки, съема осадка и пребывания в мертвых зонах:

$$\tau_{суш} = 3,8 - 1,52 = 2,28 \text{ мин}.$$

Число секций, одновременно находящихся в зоне просушки, в зоне съема осадка и в мертвых зонах:

$$z = 2,28 \cdot 24/3,8 \approx 14.$$

В зоне фильтрования находится 10 секций (24—14).

Необходимая поверхность фильтра:

$$F = \frac{V_{общ}}{vn} = \frac{0,56}{0,00728 \cdot 15,8} = 4,86 \text{ м}^2.$$

Принимаем вакуум-фильтр с поверхностью фильтрования  $5 \text{ м}^2$ .

## ТЕПЛОПЕРЕДАЧА В ХИМИЧЕСКОЙ АППАРАТУРЕ

## ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

## Теплопроводность

1. Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через однослойную плоскую стенку:

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{t_r - t_x}{r} = \frac{\lambda}{\delta} (t_r - t_x), \quad (4.1)$$

где  $q$  — удельный тепловой поток (удельная тепловая нагрузка), Вт/м<sup>2</sup>;  $Q$  — тепловой поток (расход теплоты), Вт;  $F$  — площадь поверхности стенки, м<sup>2</sup>;  $t_r$  и  $t_x$  — температуры горячей и холодной поверхности стенки, К или °С;  $r = \delta/\lambda$  — термическое сопротивление стенки, (м<sup>2</sup>·К)/Вт;  $\delta$  — толщина стенки, м;  $\lambda$  — коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К).

Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через многослойную плоскую стенку:

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{t_r - t_x}{\sum r} = \frac{t_r - t_x}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots}. \quad (4.2)$$

2. Для цилиндрической однослойной стенки средняя площадь поверхности определяется по формуле:

$$F_{cp} = \pi d_{cp} L = \frac{\pi (d_2 - d_1) L}{\ln \frac{d_2}{d_1}}, \quad (4.3)$$

где  $d_1$  и  $d_2$  — внутренний и наружный диаметры;  $L$  — длина цилиндра, м.

Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через однослойную цилиндрическую стенку:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_r - t_x) F_{cp} = \frac{2\pi\lambda (t_r - t_x) L}{\ln \frac{d_2}{d_1}}. \quad (4.4)$$

Здесь  $\delta = (d_2 - d_1)/2$ .

Если  $d_2/d_1 < 2$ , то вместо вычисления по формуле (4.3) можно с достаточной точностью принимать для средней площади поверхности однослойной цилиндрической стенки величину

$$F_{cp} = \pi (d_1 + d_2) L/2. \quad (4.5)$$

Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через многослойную цилиндрическую стенку:

$$Q = \frac{2\pi L (t_r - t_x)}{\sum \frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_n}{d_{n-1}}} = \frac{2\pi L (t_r - t_x)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \dots}. \quad (4.6)$$

Здесь  $d_n$  и  $d_{n-1}$  — внутренний и наружный диаметры каждого цилиндрического слоя.

3. При отсутствии экспериментальных данных коэффициент теплопроводности жидкости  $\lambda$  [в Вт/(м·К)] при температуре  $\sim 30^\circ\text{C}$  может быть рассчитан по формуле:

$$\lambda_{30} = A c_p \sqrt[3]{\rho/M}, \quad (4.7)$$

где  $c$  — удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К);  $\rho$  — плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $M$  — молярная масса жидкости, кг/кмоль;  $A$  — коэффициент, зависящий от степени ассоциации жидкости, м<sup>3</sup>·кмоль<sup>-1</sup>·с<sup>-1</sup>.

Для ассоциированных жидкостей (например, воды)  $A = 3,58 \cdot 10^{-8}$ , для неассоциированных (например, бензола)  $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$ .

Коэффициент теплопроводности жидкости при температуре  $t$  определяется по формуле:

$$\lambda_t = \lambda_{30} [1 - \varepsilon (t - 30)], \quad (4.8)$$

где  $\varepsilon$  — температурный коэффициент. Значения  $\varepsilon \cdot 10^3$  (в  $^\circ\text{C}^{-1}$ ):

Анилин . . . . .	1,4	Метиловый спирт . . . . .	1,2	Хлорбензол . . . . .	1,5
Ацетон . . . . .	2,2	Нитробензол . . . . .	1,0	Хлороформ . . . . .	1,8
Бензол . . . . .	1,8	Пропиловый спирт . . . . .	1,4	Этилацетат . . . . .	2,1
Гексан . . . . .	2,0	Уксусная кислота . . . . .	1,2	Этиловый спирт . . . . .	1,4

Коэффициент теплопроводности водного раствора при температуре  $t$  определяется по формуле:

$$\lambda_{p,t} = \lambda_{p,30} \frac{\lambda_{v,t}}{\lambda_{v,30}}, \quad (4.9)$$

где  $\lambda_p$  и  $\lambda_v$  — коэффициенты теплопроводности раствора и воды.

4. Коэффициент теплопроводности газа [в Вт/(м·К)] при высоких давлениях может быть вычислен по формуле:

$$\lambda = B c_p \mu. \quad (4.10)$$

Здесь  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости газа, Па·с;  $B = 0,25 \times (9k - 5)$ ;  $k = c_p/c_v$  — показатель адиабаты;  $c_p$  и  $c_v$  — удельная теплоемкость газа при постоянном давлении и при постоянном объеме, соответственно, Дж/(кг·К).

Так как для газов данной атомности отношение  $c_p/c_v$  есть величина приблизительно постоянная, то для одноатомных газов  $B = 2,5$ , для двухатомных  $B = 1,9$ , для трехатомных  $B = 1,72$ .

Для расчета коэффициента теплопроводности смеси газов правильно аддитивности в общем случае неприменимо. Приближенный расчет  $\lambda$  смеси газов см. в примере 4.6.

## Теплоотдача

5. В табл. 4.1 дан перечень основных случаев теплоотдачи и соответствующих расчетных уравнений.

6. Основные критерии подобия, входящие в критериальные уравнения конвективной теплоотдачи:

Критерий Нуссельта:

$$Nu = al/\lambda. \quad (4.11)$$

Вид теплоотдачи	Номер уравнения
А. Конвективная теплоотдача, не сопровождающаяся изменением агрегатного состояния	
I. <i>Вынужденное движение</i>	
1. Течение в трубах и каналах:	
а) развитое турбулентное течение	(4.17)—(4.22)
б) $Re < 10\,000$	(4.23)—(4.28)
2. Поперечное обтекание пучков труб:	
а) гладких	(4.29)—(4.35)
б) оребренных	(4.36)—(4.37)
3. Течение вдоль плоской поверхности	(4.38)—(4.40)
4. Стеkanie жидкости пленкой по вертикальной поверхности	(4.41)—(4.44)
Б. Перемешивание жидкостей мешалками	(4.45)
II. <i>Свободное движение (естественная конвекция)</i>	(4.46)—(4.48)
Б. Теплоотдача при изменении агрегатного состояния	
1. Пленочная конденсация пара	(4.49)—(4.59)
2. Кипение жидкостей	(4.60)—(4.65)
В. Теплоотдача при тепловом излучении твердых тел	(4.66)—(4.71)

## Критерий Прайдтля:

$$Pr = c_p \lambda = \nu / \alpha. \quad (4.12)$$

## Критерий Рейнольдса:

$$Re = \omega l \rho / \mu = \omega l / \nu. \quad (4.13)$$

## Критерий Галилея:

$$Ga = Re^3 / Fr = g l^3 \rho^3 / \mu^2 = g l^3 / \nu^2. \quad (4.14)$$

## Критерий Грасгофа:

$$Gr = Ga \beta \Delta t = \frac{g l^3}{\nu^2} \beta \Delta t. \quad (4.15)$$

## Критерий Пекле:

$$Pe = RePr = \omega l / \alpha = \omega l c_p / \lambda. \quad (4.16)$$

Эти критерии учитывают, соответственно, влияние физических свойств теплоносителя и особенностей гидромеханики его движения на интенсивность теплоотдачи.

Величины, входящие в выражения для критериев подобия, и их единицы измерения приведены в табл. 4.2.

Физико-химические свойства жидкости (газа), входящие в критерияльные уравнения, необходимо брать при так называемой определяющей температуре. Какая температура принимается за определяющую, указывается для каждого частного случая теплоотдачи.

6. Приближенные значения критерия  $Pr$  для капельных жидкостей можно определить по номограмме (рис. XIII). Для воды значения критерия  $Pr$  даны в табл. XXXIX.

Величина	Наименование	Единица измерения в СИ
$\alpha$	Коэффициент теплоотдачи	Вт/(м <sup>2</sup> ·К)
$\beta$	Коэффициент объемного расширения	К <sup>-1</sup>
$\lambda$	Коэффициент теплопроводности	Вт/(м·К)
$\mu$	Динамический коэффициент вязкости	Па·с
$\nu$	Кинематический коэффициент вязкости	м <sup>2</sup> /с
$\rho$	Плотность	кг/м <sup>3</sup>
$a = \lambda / (c\rho)$	Коэффициент температуропроводности	м <sup>2</sup> /с
$c$	Удельная теплоемкость (при постоянном давлении)	Дж/(кг·К)
$g$	Ускорение свободного падения	м/с <sup>2</sup>
$l$	Определяющий геометрический размер (для каждой формулы указывается, какой размер является определяющим)	м
$r$	Теплота парообразования (испарения) удельная	Дж/кг
$\Delta t$	Разность температур стенки и жидкости (или наоборот)	К
$w$	Скорость	м/с

У капельных жидкостей с возрастанием температуры величина критерия  $P_r$  уменьшается — см. рис. XIII. Следовательно, для капельных жидкостей при нагревании  $P_r/P_{r_{ст}} > 1$ , а при охлаждении  $P_r/P_{r_{ст}} < 1$ . На этом основании при проектировании теплообменников в расчете коэффициентов теплоотдачи для нагреваемых жидкостей можно принимать  $(P_r/P_{r_{ст}})^{0,25} = 1$ , допуская небольшую погрешность в сторону уменьшения коэффициента теплоотдачи, т. е. в сторону запаса. Для охлаждающихся жидкостей, когда  $P_r/P_{r_{ст}} \geq 0,5$ , с достаточной точностью можно принимать среднее значение  $(P_r/P_{r_{ст}})^{0,25}$ , равное 0,93.

7. Во многие критериальные уравнения конвективной теплоотдачи входит множитель  $(P_r/P_{r_{ст}})^{0,25}$ , учитывающий направление теплового потока и близкий к единице, когда температуры жидкости и стенки не сильно отличаются. При вычислении критерия  $P_{r_{ст}}$  значения физико-химических свойств жидкости надо брать по температуре стенки.

Для газов  $P_r/P_{r_{ст}} = 1$  как при нагревании, так и при охлаждении, поскольку для газа данной атомности (при невысоких давлениях) критерий  $P_r$  является величиной приблизительно постоянной, не зависящей от температуры и давления.

Приближенные значения критерия  $P_r$  для газов, рекомендуемые для расчетов:

Одноатомные газы	0,67	Трехатомные газы	0,8
Двухатомные газы	0,72	Четырех- и многоатомные газы	1,0

8. Теплоотдача при развитом турбулентном течении в прямых трубах и каналах ( $Re > 10\,000$ ).

Расчетная формула:

$$Nu = 0,021 \varepsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (4.17)$$



По уравнению (4.17) построена номограмма (рис. XII), рекомендуемая для расчетов.

Выражения для критериев  $Nu$ ,  $Re$ ,  $Pr$  — см. уравнения (4.11) и следующие, а также табл. 4.2.

Определяющая температура — средняя температура жидкости (газа), определяющий геометрический размер  $l$  — эквивалентный диаметр  $d_3$ :

$$d_3 = 4f/\Pi, \quad (4.18)$$

где  $f$  — площадь поперечного сечения потока, а  $\Pi$  — полный периметр поперечного сечения потока, независимо от того, какая часть этого периметра участвует в теплообмене.

Для труб круглого сечения  $d_3 = d$ .

Значения поправочного коэффициента  $e_l$ , учитывающего влияние на коэффициент теплоотдачи отношения длины трубы  $L$  к ее диаметру  $d$ , приведены в табл. 4.3.

Для изогнутых труб (змеевиков) полученное по формуле (4.17) значение  $\alpha$  умножают на коэффициент  $x$ , учитывающий относительную кривизну змеевика:

$$\alpha_{зм} = x\alpha; \quad (4.19)$$

$$x = 1 + 3,54 \frac{d}{D}, \quad (4.20)$$

где  $d$  — внутренний диаметр трубы змеевика;  $D$  — диаметр витка змеевика.

Для газов расчетная формула (4.17) упрощается, так как в этом случае  $Pr/Pr_{ст} = 1$ , а  $Pr$  зависит только от атомности газа:

$$Nu = Ce_l Re^{0,8}. \quad (4.21)$$

Например, для воздуха:

$$Nu = 0,018e_l Re^{0,8}. \quad (4.22)$$

9. Теплоотдача в прямых трубах и каналах при  $(GrPr) < 8 \cdot 10^5$  и  $Re < 10\,000$  для вертикального или горизонтального расположения труб (см. табл. 4.4).

а)  $Re < 2300$ :

$$Nu = 1,55e_l \left( Re \frac{d}{L} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14}. \quad (4.23)$$

Т а б л и ц а 4.3

Значения коэффициента  $e_l$

Значение критерия $Re$	Отношение $L/d$				
	10	20	30	40	50 и более
$1 \cdot 10^4$	1,23	1,13	1,07	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,18	1,10	1,05	1,02	1
$5 \cdot 10^4$	1,13	1,08	1,04	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,10	1,06	1,03	1,02	1
$1 \cdot 10^6$	1,05	1,03	1,02	1,01	1

$$\frac{Nu}{Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}}\right)^{0,25}}$$

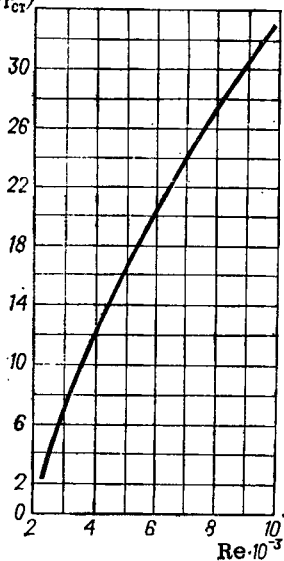


Рис. 4.1. Зависимость  $\frac{Nu}{Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}}\right)^{0,25}}$  от критерия  $Re$  при значении  $(GrPr) < 1 \cdot 10^5$ .

Коэффициент  $e_1$  ( $e_1 \geq 1$ ) вводится, если перед обогреваемым участком трубы нет участка гидродинамической стабилизации. Величина  $e_1$  обычно близка к единице и для приближенных расчетов может не учитываться. Остальные обозначения — см. уравнения (4.11)—(4.16) и табл. 4.2. Для газов ( $\mu/\mu_{ст}$ ) не учитывается.

Определяющая температура:  $t = 0,5 (t_{ст} + t_{ж. ср})$ , где  $t_{ж. ср} = 0,5 (t_{ж. нач} + t_{ж. кон})$ .

Формула (4.23) выведена при значениях  $0,00067 \leq (\mu/\mu_{ст})$  и  $20 \leq \left(Re \frac{d}{L}\right)$ .

При значениях  $\left(Re \frac{d}{L}\right) < 20$  величина  $Nu$  асимптотически стремится к предельному значению

$$Nu \approx 3,66. \quad (4.24)$$

б)  $2300 < Re < 10\,000$ . В этой области надежных расчетных формул нет. Приблизленно расчет (с запасом) можно выполнять по графику (рис. 4.1).

10. Теплоотдача в прямых трубах и каналах при  $(GrPr) > 8 \cdot 10^5$  и  $Re < 10\,000$  (табл. 4.4).

Определяющая температура  $t = 0,5 (t_{ст} + t_{ж. ср})$ .

а) Горизонтальное расположение труб ( $Re < 3500$ ):

$$Nu = 0,8 \left(Re \frac{d}{L}\right)^{0,4} (GrPr)^{0,1} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}}\right)^{0,14}. \quad (4.25)$$

Обозначения — см. в уравнениях (4.11)—(4.16) и табл. 4.2. Для газов ( $\mu/\mu_{ст}$ ) не учитывают.

Формула (4.25) выведена при значениях  $20 \leq \left(Re \frac{d}{L}\right) \leq 120$ ;  $10^6 \leq (GrPr) \leq 1,3 \cdot 10^7$ ;  $2 \leq Pr \leq 10$ .

При  $\left(Re \frac{d}{L}\right) \leq 10$  значение  $Nu$  определяют по уравнению:

$$Nu = 0,5 \left(Re \frac{d}{L}\right). \quad (4.26)$$

Указатель формул для расчета коэффициентов теплоотдачи в прямых трубах и каналах при  $Re < 10\,000$

Значение $GrPr$	Ра положение прямых труб	Пределы применения	Номер формулы или рисунка
$< 8 \cdot 10^8$	Любое	$Re < 2\,300$	$20 \leq \left( Pe \frac{d}{L} \right)$ (4.23)
			$\left( Pe \frac{d}{L} \right) < 20$ (4.24)
		$2\,300 < Re < 10\,000$	— Рис. 4.1
$> 8 \cdot 10^8$	Горизонтальное	$Re < 3\,500$	$20 \leq \left( Pe \frac{d}{L} \right) \leq 120$ (4.25)
			$\left( Pe \frac{d}{L} \right) \leq 10$ (4.26)
		$Re > 3\,500$	— (4.27)
	Вертикальное при несовпадении свободной и вынужденной конвекции	$250 < Re < 10\,000$	— (4.28)

б) Горизонтальное расположение труб ( $Re > 3500$ ):

$$Nu = 0,022 Re^{0,8} Pr^{0,4} (\mu/\mu_{ст})^n, \quad (4.27)$$

где  $n = 0,14$  при нагревании,  $n = 0,25$  при охлаждении.

Формулы (4.25) и (4.27) выведены на основании экспериментальных данных при  $(GrPr) < 13 \cdot 10^8$ . Для приближенных расчетов эти формулы можно применять и при  $(GrPr) > 13 \cdot 10^8$ .

в) Вертикальное расположение труб при несовпадении свободной и вынужденной конвекции (движение жидкости в вертикальной трубе снизу вверх при охлаждении и сверху вниз при нагревании):

$$Nu = 0,037 Re^{0,75} Pr^{0,4} (\mu/\mu_{ст})^n, \quad (4.28)$$

где  $n = 0,11$  при нагревании,  $n = 0,25$  при охлаждении.

Формула (4.28) выведена при значениях  $250 < Re < 10\,000$ ;  $1,5 \cdot 10^8 < (GrPr) < 12 \cdot 10^8$ . Для приближенных расчетов эту формулу можно применять и при  $(GrPr) > 12 \cdot 10^8$ .

г) Вертикальное расположение труб при совпадении свободной и вынужденной конвекции (движение жидкости в вертикальной трубе снизу вверх при нагревании и сверху вниз при охлаждении). Коэффициенты теплоотдачи при такой схеме движения теплоноси-

телей значительно ниже коэффициентов теплоотдачи при горизонтальном расположении труб и при вертикальном расположении при несовпадении вынужденной и свободной конвекции. Поэтому аппараты с такими направлениями движения теплоносителей применять не рекомендуется и расчетная формула не приводится.

Сводка расчетных формул при  $Re < 10\,000$  приведена в табл. 4.4.

11. Теплоотдача при поперечном обтекании пучка гладких труб.

а) Аппараты с однократно-перекрестным движением жидкости.

Пример — межтрубное пространство аппарата, изображенного на рис. 4.2. Течение жидкости по В—В.

При  $Re < 1000$  для коридорных и шахматных пучков:

$$Nu = 0,56\epsilon_{\phi} Re^{0,5} Pr^{0,36} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (4.29)$$

При  $Re > 1000$  для коридорных пучков:

$$Nu = 0,22\epsilon_{\phi} Re^{0,65} Pr^{0,36} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}; \quad (4.30)$$

для шахматных пучков:

$$Nu = 0,4\epsilon_{\phi} Re^{0,6} Pr^{0,36} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (4.31)$$

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — наружный диаметр трубы. Расчет скорости  $w$  — см. формулу (4.35).

Коэффициентом  $\epsilon_{\phi}$  учитывается влияние угла атаки  $\phi$  (рис. 4.3). Значения  $\epsilon_{\phi}$  приведены в табл. 4.5.

По формулам (4.29)—(4.31) находят значения коэффициентов теплоотдачи для третьего и последующих рядов труб в пучке. При

достаточно большом числе рядов эти значения приближенно можно считать средними для всего пучка.

Для газов формулы упрощаются, так как  $Pr/Pr_{ст} = 1$ , а  $Pr$  зависит только от

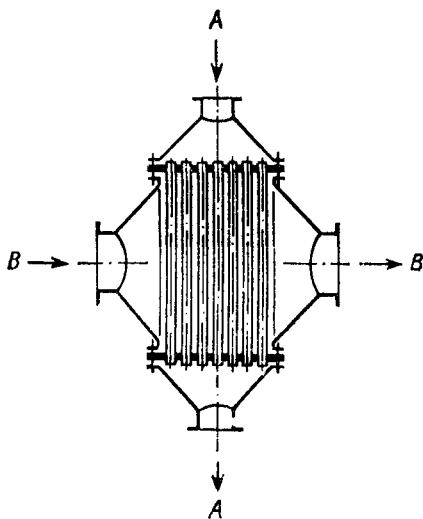


Рис. 4.2. Схема аппарата с однократно-перекрестным движением жидкости.

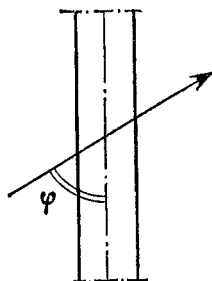


Рис. 4.3. Угол атаки.

$\varphi$	90	80	70	60	50	40	30	20	10
$\epsilon_{\varphi}$	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

атомности газа. Для воздуха при  $Re > 1000$  и шахматном расположении труб:

$$Nu = 0,356\epsilon_{\varphi} Re^{0,6}. \quad (4.32)$$

б) Аппараты с многократно-перекрестным движением жидкости. Пример — межтрубное пространство кожухотрубчатых теплообменников с поперечными перегородками (рис. 4.4); течение жидкости по  $B-B$ .

Применительно к кожухотрубчатым теплообменникам с поперечными перегородками (рис. 4.4) в формулах (4.29)—(4.31) принимают коэффициент  $\epsilon_{\varphi} = 0,6$ , учитывая, что теплоноситель в межтрубном пространстве лишь часть пути движется поперек труб и при угле атаки, меньшем  $90^{\circ}$ ; кроме того, он может протекать через щели между перегородками и кожухом или трубами.

Расположение входного штуцера и сегментных перегородок для одно- и двухходового кожухотрубчатых теплообменников показано на рис. II и III.

Поперечные перегородки в межтрубном пространстве часто размещают на таком расстоянии друг от друга, чтобы живое сечение продольного потока в сегментном вырезе перегородки было равно живому сечению поперечного потока у края перегородки.

При соблюдении этого условия, например, для стрелки сегмента  $b = 0,25D_{\text{вн}}$  расстояние между перегородками  $l$  будет равно:

$$l = \frac{b}{1,415\psi}. \quad (4.33)$$

где  $\psi$  — коэффициент, зависящий только от наружного диаметра  $d$  и шага  $t$  труб:

$$\psi = \frac{1 - (d/t)}{1 - 0,9(d/t)^2}. \quad (4.34)$$

Расчетная скорость потока:

$$w = V/S_{\text{с. ж.}} \quad (4.35)$$

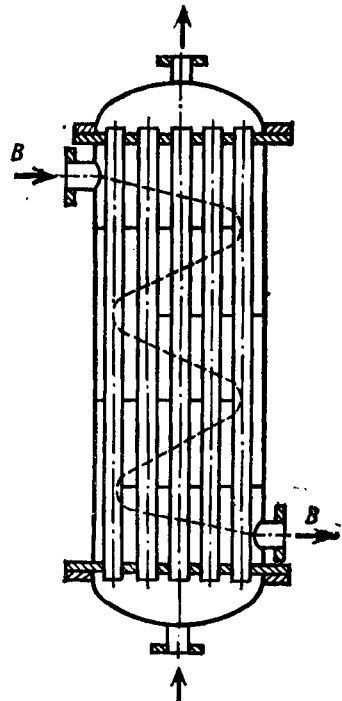


Рис. 4.4. Кожухотрубчатый теплообменник с сегментными поперечными перегородками.

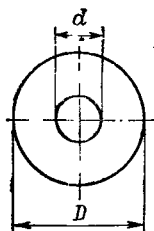


Рис. 4.5. Труба с поперечными ребрами.

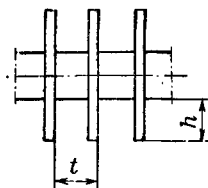
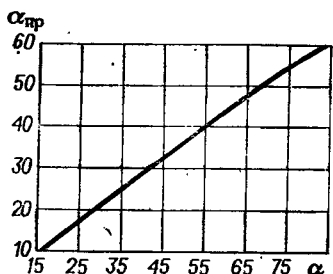


Рис. 4.6. Зависимость  $\alpha_{пр}$  от  $\alpha$ .



Здесь  $V$  — расход жидкости, м<sup>3</sup>/с;  $S_{с.ж}$  — площадь проходного сечения межтрубного пространства, между перегородками, м<sup>2</sup>. Для стандартных теплообменников в ГОСТах приводятся площади проходных сечений.

12. Теплоотдача при обтекании пучка труб с поперечными ребрами.

Расчетная формула имеет вид:

$$Nu = C (d/t)^{-0,54} (h/t)^{-0,14} Re^n Pr^{0,4}. \quad (4.36)$$

В этой формуле (рис. 4.5):  $d$  — наружный диаметр несущей трубы м;  $t$  — шаг ребер, м;  $h = (D - d)/2$  высота ребра, м.

Для коридорных пучков:  $C = 0,116$ ,  $n = 0,72$ ; для шахматных пучков:  $C = 0,25$ ,  $n = 0,65$ .

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — шаг ребер  $t$ .

Формула (4.36) применима при значениях  $Re = 3000 \div 25\,000$  и  $3 < (d/t) < 4,8$ .

По вычисленному из уравнения (4.36) коэффициенту теплоотдачи определяют по графику (рис. 4.6) так называемый приведенный коэффициент теплоотдачи  $\alpha_{пр}$ , который и подставляют в формулу для коэффициента теплопередачи (отнесенного к полной площади наружной поверхности  $F_H$ ):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{пр}} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_H}{F_B} + \sum r_{ст}}, \quad (4.37)$$

где  $F_H$  — площадь полной наружной поверхности оребренной трубы на единицу длины, включая поверхность ребер;  $F_B$  — площадь внутренней поверхности несущей трубы на единицу длины;  $\alpha_2$  — коэффициент теплоотдачи для потока, проходящего внутри трубы, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $\sum r_{ст}$  — сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений.

13. Теплоотдача при течении вдоль плоской горизонтальной поверхности.

Расчетные формулы:

а)  $Re < 5 \cdot 10^6$ .

$$Nu = 0,66 Re^{0,5} Pr^{0,33} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}, \quad (4.38)$$

$$6) \operatorname{Re} > 5 \cdot 10^5$$

$$\operatorname{Nu} = 0,037 \operatorname{Re}^{0,8} \operatorname{Pr}^{0,43} (\operatorname{Pr}/\operatorname{Pr}_{\text{сг}})^{0,25}. \quad (4.39)$$

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — длина обтекаемой стенки по направлению движения потока.

Для расчетов по формуле (4.39) можно использовать номограмму (рис. XII), умножая полученное значение критерия  $\operatorname{Nu}$  на величину  $0,037/0,021 = 1,76$ .

Для газов формулы упрощаются. Для воздуха уравнение (4.39) приводится к виду:

$$\operatorname{Nu} = 0,032 \operatorname{Re}^{0,8}. \quad (4.40)$$

14. Теплоотдача при стекании жидкости пленкой по вертикальной поверхности.

а) При турбулентном стекании пленки ( $\operatorname{Re} > 2000$ ):

$$\operatorname{Nu} = 0,01 (\operatorname{Ga}\operatorname{Pr}\operatorname{Re})^{1/3}. \quad (4.41)$$

б) При ламинарном стекании пленки ( $\operatorname{Re} < 2000$ ):

$$\operatorname{Nu} = 0,67 (\operatorname{Ga}^2\operatorname{Pr}^3\operatorname{Re})^{1/9}. \quad (4.42)$$

Определяющая температура — средняя температура пограничного слоя, равная  $0,5 (t_{\text{ст}} + t_{\text{ср. ж}})$ .

В уравнениях (4.41) и (4.42):

$$\operatorname{Nu} = \alpha H/\lambda; \operatorname{Ga} = H^3 \rho^2 g/\mu^2; \operatorname{Re} = \omega d_{\text{э}}/\mu = 4\Gamma/\mu, \quad (4.43)$$

где  $H$  — высота поверхности, м;  $d_{\text{э}} = 4f/\Pi$  — эквивалентный диаметр пленки, м;  $f$  — площадь поперечного сечения пленки, м<sup>2</sup>;  $\Pi$  — омываемый пленкой периметр, м;  $\Gamma = G/(\pi dn) = G/\Pi$  — линейная плотность орошения, кг/(м·с).

При  $\operatorname{Re} < 1500$  толщина пленки  $b$  определяется теоретическим уравнением:

$$b = \sqrt[3]{\frac{3G\mu}{\Pi\rho^2g}} = \sqrt[3]{\frac{3\Gamma\mu}{\rho^2g}}. \quad (4.44)$$

15. Теплоотдача при перемешивании жидкостей мешалками\*.

Коэффициент теплоотдачи в аппаратах со змеевиками, рубашками и мешалкой можно рассчитать по уравнению:

$$\operatorname{Nu} = C\operatorname{Re}^m \operatorname{Pr}^{0,33} (\mu/\mu_{\text{ст}})^{0,14} \Gamma^{-1}, \quad (4.45)$$

где  $\operatorname{Nu} = \alpha d_{\text{м}}/\lambda$ ;  $\operatorname{Re} = \rho n d_{\text{м}}^2/\mu$ ;  $\Gamma = D/d_{\text{м}}$ ;  $D$  — диаметр сосуда;  $n$  — частота вращения мешалки;  $d_{\text{м}}$  — диаметр окружности, ометаемой мешалкой;  $\mu_{\text{ст}}$  — динамический коэффициент вязкости жидкости при температуре стенки рубашки или змеевика;  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости жидкости при средней температуре  $0,5 (t_{\text{ср. ж}} + t_{\text{ст}})$ .

Значения остальных физических констант надо брать при средней температуре жидкости в сосуде  $t_{\text{ср. ж}}$ .

\* См. также [3.22], и [3.23].

Для аппаратов с рубашками:  $C = 0,36$ ,  $m = 0,67$ ; для аппаратов со змеевиками:  $C = 0,87$ ,  $m = 0,62$ .

Формула (4.45) дает удовлетворительные результаты для турбинных, пропеллерных и лопастных мешалок с  $\Gamma = D/d_m = 2,5 \div 4$  в аппаратах диаметром до 1,5 м.

16. Теплоотдача при свободном движении (при естественной конвекции).

Расчетные уравнения:

А. Теплоотдача снаружи горизонтальных труб при  $10^3 < GrPr < 10^9$ :

$$Nu = 0,5 (GrPr)^{0,25} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (4.46)$$

Определяющая температура — температура окружающей трубу среды; определяющий размер — диаметр трубы.

Б. Для вертикальных поверхностей, плоских и цилиндрических:

а) при  $10^3 < GrPr < 10^9$

$$Nu = 0,76 (GrPr)^{0,25} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}; \quad (4.47)$$

б) при  $GrPr > 10^9$

$$Nu = 0,15 (GrPr)^{0,33} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (4.48)$$

Определяющая температура — температура окружающей среды; определяющий размер для вертикальных поверхностей — высота.

17. Теплоотдача при пленочной конденсации пара.

А. Пленочная конденсация чистого насыщенного пара любых веществ, не содержащих неконденсирующихся газов (воздуха, инертных газов).

1. Обобщенная расчетная формула теплоотдачи в модели Нуссельта с преимущественным термическим сопротивлением в пленке конденсата:

$$Nu = C (GaPr K_{\Phi})^n, \quad (4.49)$$

Здесь  $C$ ,  $n$  — постоянные;  $Nu = \alpha l / \lambda$ ;  $Ga = g l^3 \rho^2 / \mu$ ;  $Pr = \mu c_p / \lambda$ ;  $K_{\Phi} = r / (c_p \Delta t)$ ;  $\alpha$  — среднее значение искомого коэффициента теплоотдачи при конденсации пара;  $l$  — характерный линейный размер, равный высоте  $H$  для вертикальных поверхностей теплоотдачи и диаметру  $d$  для поверхностей горизонтальных труб;  $\lambda$ ,  $\rho$ ,  $\mu$ ,  $c_p$ ,  $g$  — соответственно, величины коэффициента теплопроводности, плотности массы, динамической вязкости, изобарной теплоемкости и ускорения свободного падения для пленки конденсата при средней определяющей температуре ее  $t_{пл} = 0,5 (t_{конд} + t_{ст})$ , равной полусумме температуры конденсации  $t_{конд}$  и температуры стенки  $t_{ст}$ ;  $r$  — теплота фазового превращения при  $t_{конд}$ :

$$\Delta t = t_{конд} - t_{ст};$$

$C = 0,728$  — при конденсации на поверхности одиночных горизонтальных труб;  $C = 0,94$  — при конденсации на поверхности вертикальных стенок (пучка труб) в приближении ламинарного режима стекания пленки конденсата;  $C = 1,15$  — то же, но с поправкой в 21 % на волнообразование в стекающей пленке конденсата;  $n = 0,25$ .



а) Среднее значение коэффициента теплоотдачи [в Вт/(м<sup>2</sup>·К)] на поверхности пучка вертикальных труб высотой  $H$ :

$$\alpha = 1,15 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 g r}{\mu \Delta t H}}, \quad (4.49a)$$

где  $\lambda$ ,  $\rho$ ,  $g$ ,  $r$ ,  $\mu$ ,  $\Delta t$ ,  $H$  — для пленки конденсата при  $t_{пл} = 0,5$  ( $t_{конд} - t_{ст}$ ) в единицах СИ.

б) Среднее значение коэффициента теплоотдачи [в Вт/(м<sup>2</sup>·К)] на наружной поверхности одиночной горизонтальной трубы диаметром  $d$ :

$$\alpha = 0,728 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 g r}{\mu \Delta t d}}. \quad (4.49b)$$

2. Коэффициенты теплоотдачи при пленочной конденсации в скорректированной модели Нуссельта.

Коррекция модели состоит в выборе определяющей температуры для вычисления физических свойств пленки конденсата. Принимая в качестве определяющей температуры  $t_{конд}$ , в соотношения (4.49) вводим поправочную функцию  $e_t$  по формуле [4.1, с. 134]:

$$e_t = \left[ \left( \frac{\lambda_{t_{ст}}}{\lambda} \right)^3 \frac{\mu}{\mu_{ст}} \right]^{1/8}. \quad (4.50)$$

Индекс  $t_{ст}$  означает, что  $\lambda_{t_{ст}}$  и  $\mu_{ст}$  определяют при температуре поверхности стенки, соприкасающейся с пленкой конденсата. Значение  $e_t$  может быть весьма существенным для вязких конденсатов при больших  $\Delta t$ . Для воды величину  $e_t$  в первом приближении принимают равной единице.

Скорректированным моделям (4.49) посредством соотношений (4.50) и

$$r = \alpha \Delta t \pi d l n \bar{G} \quad (4.51)$$

часто придают более простой для проектных расчетов вид, используя для этого данные о массовом расходе конденсирующегося пара  $\bar{G}$  и общем числе теплообменных труб  $n$ .

а) В случае конденсации на пучке  $n$  вертикальных труб высотой  $H$  диаметром  $d$  среднее значение коэффициента теплоотдачи [в Вт/(м<sup>2</sup>·К)]:

$$\alpha = 2,04 e_t \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r}{\mu \Delta t H}} = 3,78 e_t \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^2 d n}{\mu \bar{G}}}, \quad (4.52)$$

где значения величин  $\lambda$ ,  $\rho$ ,  $\mu$  берут при  $t_{конд}$ .

В частности, в этом случае для водяного пара, полагая  $e_t = 1$ :

$$\alpha = 2,04 \sqrt[4]{\frac{A_t}{H \Delta t}}. \quad (4.52a)$$

Значения функций  $B_t$  и  $A_t$  для воды приведены в табл. 4.6 при  $t_{конд}$ , где  $B_t = \lambda \rho^{2/3} / \mu^{1/3}$ .

Температура конденсации водяного пара $t_{\text{конд}}$ , °С	100	110	120	140	160	180
$A_t$	6960	7100	7240	7420	7490	7520
$B_t$	1010	1040	1070	1120	1150	1170

б) В случае конденсации на наружной поверхности пучка горизонтальных труб длиной  $L$  при определении среднего значения коэффициента теплоотдачи  $\alpha$  помимо функции  $\epsilon_t$  вводят еще поправочный множитель  $\epsilon$ , учитывающий влияние числа труб по вертикали. Тогда осредненный по всему пучку коэффициент теплоотдачи  $\alpha$  [в Вт/(м<sup>2</sup>·К)]:

$$\alpha = 0,728\epsilon\epsilon_t \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu \Delta t d}}, \quad (4.53)$$

где  $\epsilon$  зависит от  $n_B$  (рис. 4.7).

Число труб  $n_B$  можно определить по ГОСТ 15118—79 (см. табл. 4.14).

Для водяного пара в случае конденсации на пучке горизонтальных труб при  $\epsilon_t = 1$ :

$$\alpha_{\text{ср}} = 1,28\epsilon A_t / (d \Delta t)^{0,25}. \quad (4.54)$$

Значения  $A_t$  и  $B_t$  — см. табл. 4.6.

При технических расчетах в тех случаях, когда второй коэффициент теплоотдачи значительно ниже, для конденсирующегося водяного пара можно принимать приблизительно  $\alpha_{\text{конд}} = 10\,000 \div \div 12\,000$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).

в) Подставляя в формулы для  $\alpha_{\text{конд}}$  значение  $\Delta t_{\text{конд}} = q/\alpha_{\text{конд}}$  (где  $q$  — удельная тепловая нагрузка, Вт/м<sup>2</sup>), получаем: для вертикальных поверхностей

$$\alpha_{\text{конд}} = 1,21\lambda \left( \frac{\rho^2 r g}{\mu H} \right)^{1/3} q^{-1/3}, \quad (4.55)$$

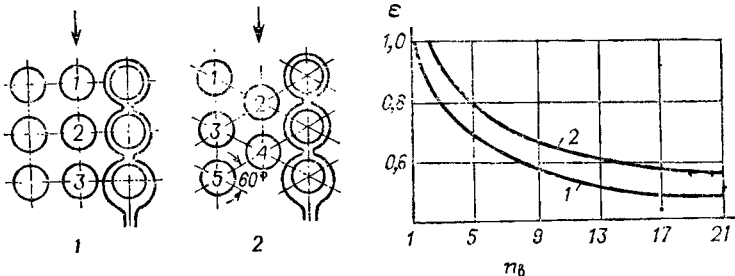


Рис. 4.7. Зависимость осредненного для всего пучка коэффициента  $\epsilon$  от числа труб по вертикали  $n_B$  и порядка определения  $n_B$  для коридорного (1) и шахматного (2) расположения труб.

для одиночных горизонтальных труб

$$\alpha_{\text{конд}} = 0,645\lambda \left( \frac{\rho^2 r g}{\mu d} \right)^{1/3} q^{-1/3}. \quad (4.56)$$

г) Конденсация пара внутри горизонтальных труб и змеевиков.

Общая критериальная зависимость для случая конденсация водяного пара приводится к виду [4.21]:

$$\alpha_{\text{конд}} = 1,36 A q^{0,5} L^{0,35} d^{-0,25} \quad (4.57)$$

или

$$\alpha_{\text{конд}} = 1,85 A^2 \Delta t_{\text{конд}} L^{0,7} d^{-0,5}, \quad (4.58)$$

где  $A$  — коэффициент, объединяющий физико-химические константы воды и пара (его значения в зависимости от температуры конденсации приведены на рис. 4.8);  $q$  — удельная тепловая нагрузка, Вт/м<sup>2</sup>;  $L$  — длина трубы, м;  $d$  — внутренний диаметр трубы, м.

При конденсации пара в змеевиках длина змеевика не должна быть очень большой, так как в нижней части длинных змеевиков скапливается конденсат, что ухудшает теплоотдачу; кроме того, уменьшается давление пара, что приводит к снижению полезной разности температур.

По практическим данным, для паровых змеевиков начальная скорость пара в змеевике не должна превышать  $\sim 30$  м/с. При средней разности температур  $\Delta t_{\text{ср}} = 30 \div 40$  К предельное наибольшее отношение длины змеевика к диаметру трубы  $L/d$  в зависимости от давления пара  $p_{\text{абс}}$  составляет:

$p_{\text{абс}}$ :				
МПа	0,49	0,29	0,15	0,78
кгс/см <sup>2</sup>	5	3	1,5	0,8
$(L/d)_{\text{макс}}$	275	225	175	125

При других значениях  $\Delta t_{\text{ср}}$  для паровых змеевиков приведенные значения  $L/d$  следует умножать на коэффициент  $6/\sqrt{\Delta t_{\text{ср}}}$ .

Б. Конденсация пара, содержащего неконденсирующийся газ (например, воздух).

Если пар содержит воздух или другой неконденсирующийся газ, то теплоотдача при конденсации сильно ухудшается. На рис. 4.9 приведены полученные опытным путем значения отношения  $\epsilon_r = \alpha_{\text{в}}/\alpha_{\text{конд}}$  в зависимости от концентрации  $\bar{Y}$  воздуха в паре.

Здесь  $\alpha_{\text{конд}}$  — коэффициент теплоотдачи при конденсации чистого пара, рассчитываемый по приведенным уравнениям;  $\alpha_{\text{в}}$  — то же при содержании воздуха в паре;  $\bar{Y}$  — относительная массовая концентрация воздуха в паре, кг воздуха/кг пара [или % (масс.)].

В. Конденсация чистого перегретого пара.

а) Если температура стенки выше температуры насыщения, то конденсации нет и теплоотдачу рассчитывают как для охлаждающегося газа.

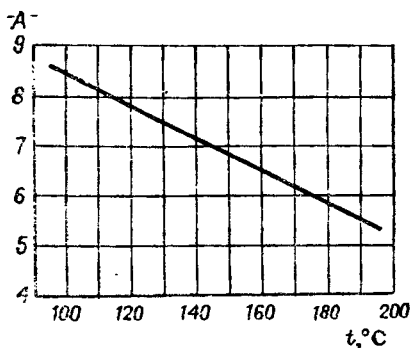


Рис. 4.8. Значение коэффициента  $A$  [формулы (4.57) (4.58)].

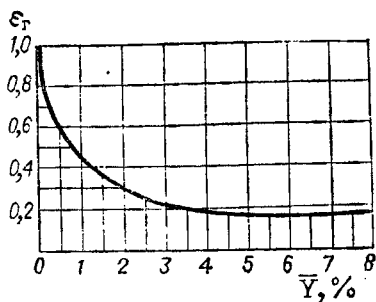


Рис. 4.9. Зависимость нелинейного коэффициента  $\epsilon_T$  от концентрации воздуха в паре.

б) Если температура стенки ниже температуры насыщения, то расчет теплоотдачи ведут по формулам (4.52) и (4.58), но вместо теплоты конденсации  $r$  подставляют сумму теплот конденсации и перегрева:

$$r' = r + c_{п}(t_{п} - t_{\text{конд}}), \quad (4.59)$$

где  $c_{п}$  — теплоемкость перегретого пара, Дж/(кг·К);  $t_{п}$  — начальная температура перегретого пара, К;  $t_{\text{конд}}$  — температура конденсации, К.

За  $\Delta t$  в формулах (4.52) и (4.58) при конденсации перегретого пара принимается также разность температуры конденсации пара и температуры стенки.

### 18. Теплоотдача при кипении жидкостей.

Уравнения теплоотдачи при кипении жидкостей существенно различаются в зависимости от вида термомеханического режима этого энергоемкого гетерогенного процесса, сопровождающегося фазовым превращением. По характеру и интенсивности кипения различают три основных режима процесса: 1) пузырьковый; 2) пузырьчато-пленочный и 3) пленочный, причем наибольшее применение в химической технологии нашел первый режим, который в расчетной практике оценивают указанием области изменения удельной тепловой нагрузки ( $q_{\text{кр.в}} < q < q_{\text{кр.п}}$ ).

Современные модели кипения в пузырьковом режиме опираются на представления о турбулизирующем влиянии пузырьков паровой фазы, лимитирующем кинетику этого процесса, что позволяет значительно сократить его описание и выразить коэффициент теплоотдачи  $\alpha$  без прямого обращения к методам статистики через обобщенный критерий Нуссельта  $\dot{Nu}$  посредством модифицированного критерия Рейнольдса  $\dot{Re}$  и критерия Прандтля  $Pr$ :

$$\dot{Nu} = C \dot{Re}^n Pr^{n_2}, \quad (4.60)$$

где  $C$ ,  $n_1$ ,  $n_2$  — постоянные;  $Nu = \alpha l / \lambda$ ;  $Re = \bar{\omega} l / \mu$ ;  $l$  — характерный (модифицированный) линейный размер процесса теплоотдачи, являющийся параметрической функцией критического лапласовского радиуса пузыря  $R_{кр}$ , выраженного через основные физические свойства кипящего теплоносителя (изобарную теплоемкость  $c_p$ , плотности масс паровой  $\rho_{п}$  и жидкой  $\rho_{ж}$  фаз, поверхностное натяжение  $\sigma$ , теплоту фазового превращения  $r_{п}$  и температуру кипения  $T_{кип}$ );  $\bar{\omega}$  — средняя скорость движения паровой фазы ( $\bar{\omega} = \omega_{п}$ ), определяется по удельной тепловой нагрузке  $q_{\Sigma л}^*$  и объемной теплоте фазового превращения.

Используя явный вид такой зависимости, например, по Д. А. Лабунцову, в области  $10^{-2} < Re < 10^4$ , когда  $C = 0,125$ ;  $n_1 = 2/3$ ;  $n_2 = 1/3$ , т. е. из уравнения

$$Nu = 0,125 Re^{2/3} Pr^{1/3}, \quad (4.61)$$

можно определить критерий  $Nu$  и найти из него среднее значение коэффициента теплоотдачи  $\alpha$  при пузырьковом режиме кипения жидкости.

В пределах пузырькового режима кипения жидкостей в условиях свободного или вынужденного движения в трубах и продольных некруглых каналах можно использовать преобразованное уравнение (4.60), которому придают упрощенный вид, удобный для определения осредненного значения коэффициента теплоотдачи  $\alpha$  [в Вт ( $m^2 \cdot K$ )] через удельную тепловую нагрузку  $q$  или движущую силу процесса  $\Delta T_{кип}$ :

$$\alpha = b \sqrt[3]{\frac{\lambda^3 q^2}{\nu \sigma T_{кип}}} = b^3 \frac{\lambda^2 (\Delta T_{кип})^2}{\nu \sigma T_{кип}}. \quad (4.62)$$

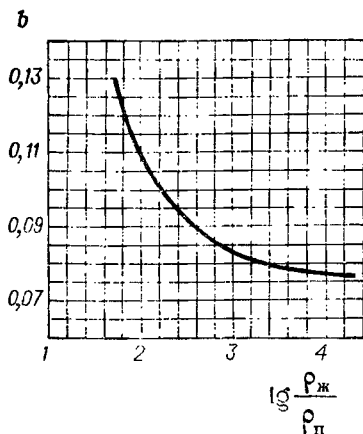
Здесь величины коэффициента теплопроводности  $\lambda$ , плотности теплового потока  $q$ , кинематической вязкости  $\nu$ , поверхностного натяжения  $\sigma$ , температуры кипения  $T_{кип}$ , движущей силы процесса теплоотдачи  $\Delta T_{кип} = (T_{от} - T_{кип})$  выражают в единицах СИ (табл. 4.2).

Численные значения безразмерной функции  $b$ , апробированной на множестве опытных данных по кипению различных жидкостей на поверхностях из нержавеющей стали, бронзы, никеля, меди и серебра, можно найти из графика зависимости  $b$  от отношения плотности жидкости  $\rho_{ж}$  к плотности ее пара  $\rho_{п}$  (рис. 4.10). При составлении этого графика использовано уравнение вида:

$$b = 0,075 + 0,75 \left( \frac{\rho_{п}}{\rho_{ж} - \rho_{п}} \right)^{2/3}. \quad (4.62a)$$

Отклонения экспериментальных данных по величине  $b = \alpha / \sqrt[3]{\frac{\lambda^3 q^2}{\nu \sigma T_{кип}}}$ , найденной в соответствии с обратным соотношением (4.62), от численных значений  $b$ , рассчитанных по формуле (4.62a), составили  $\pm 35\%$  из-за влияния на интенсивность теплоотдачи материала теплопередающих труб и чистоты поверхности нагрева.

Рис. 4.10. Значение коэффициента  $b$  в формуле (4.62).



Преобразованная формула (4.62) относительно абсолютного давления  $\Pi$  (в кгс/см<sup>2</sup>) применительно к определению коэффициента теплоотдачи кипящей воды имеет вид [4.1]:

$$\alpha = \frac{3,4\Pi^{0,18}}{1 - 0,0045\Pi}. \quad (4.63)$$

Кроме приведенных выше расчетных формул (4.61) и (4.62) для  $\alpha_{\text{мин}}$  можно использовать формулы других авторов (см. пример 4.22).

Величина критической тепловой нагрузки  $q_{\text{кр.1}}$  при кипении жидкости на горизонтальных трубах в большом объеме определяется уравнением (при  $\rho_{\text{ж}} \gg \rho_{\text{п}}$ ):

$$q_{\text{кр.1}} = 0,14r \sqrt{\rho_{\text{п}}} \sqrt[4]{\sigma g \rho_{\text{ж}}}, \quad (4.64)$$

где  $r$  — теплота парообразования, Дж/кг.

Отклонения экспериментальных данных от рассчитанных по формуле (4.64) также лежат в пределах  $\pm 35\%$ .

Для приближенного расчета коэффициента теплоотдачи при пузырьковом кипении жидкости в большом объеме на внешней поверхности пучков труб и в вертикальных испарителях в области умеренных тепловых нагрузок (до  $0,4q_{\text{кр.1}}$ ) и давлений  $p_{\text{абс}} = 0,2 \div 10$  кгс/см<sup>2</sup> можно применять формулу:

$$\alpha_{\text{кип}} = 2,72\varphi \rho_{\text{абс}}^{0,4} q^{0,7}, \quad (4.65)$$

где  $\varphi$  — множитель, учитывающий физические свойства жидкости;  $p_{\text{абс}}$  выражено в кгс/см<sup>2</sup>.

Экспериментально найденные значения  $\varphi$  (для кипения на поверхности труб из цветных металлов):

Бензол . . . . .	0,31	9 % водный раствор NaCl . . . . .	0,86
Газолин . . . . .	0,27	24 % водный раствор NaCl . . . . .	0,62
Гентан . . . . .	0,46	10 % водный раствор Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> . . . . .	0,91
Вода . . . . .	1	Керосин . . . . .	0,31—0,50
26 % водный раствор глице-	0,83	Метиловый спирт . . . . .	0,36
рина . . . . .		Этиловый спирт . . . . .	0,45
25 % водный раствор сахара . . . . .	0,57		

### 19. Теплоотдача при тепловом излучении твердых тел.

Количество теплоты, переходящей от более нагретого тела к менее нагретому посредством лучеиспускания, определяется по уравнению:

$$Q_{\text{л}} = C_{1-2}\varphi F \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right]. \quad (4.66)$$

Здесь  $Q_{\text{л}}$  — количество теплоты, передаваемой лучеиспусканием в единицу времени, Вт;  $F$  — площадь поверхности излучения, м<sup>2</sup>;  $C_{1-2}$  — коэффициент излучения, Вт/(м<sup>2</sup>·К<sup>4</sup>);  $T_1$  — температура поверхности более нагретого тела, К;  $T_2$  — температура поверхности менее нагретого тела, К;  $\varphi$  — угловой коэффициент, безразмерный.

Коэффициент излучения  $C_{1-2}$  зависит от взаимного расположения и степени черноты  $\epsilon$  излучающих поверхностей, имеющих температуры  $T_1$  и  $T_2$ .

а) Если одно тело, площадь поверхности излучения которого равна  $F_1$ , расположено внутри полого тела с площадью поверхности излучения  $F_2$ , то  $F = F_1$ , угловой коэффициент  $\varphi = 1$  и

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{F_1}{F_2} \left( \frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_{\text{ч}}} \right)}, \quad (4.67)$$

где  $C_1 = \epsilon_1 C_{\text{ч}}$  — коэффициент лучеиспускания меньшего тела;  $C_2 = \epsilon_2 C_{\text{ч}}$  — коэффициент лучеиспускания большего (охватывающего) тела;  $C_{\text{ч}} = 5,7 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$  — коэффициент излучения абсолютно черного тела;  $\epsilon_1$  и  $\epsilon_2$  — степени черноты поверхности меньшего и большего тела.

Значения  $\epsilon$  для некоторых материалов:

Алюминий . . . . .	0,05—0,07	Краска масляная . . . . .	0,78—0,96
Асбест . . . . .	0,96	Лак . . . . .	0,8—0,98
Вода . . . . .	0,93	Медь . . . . .	0,57—0,87
Гипс . . . . .	0,78—0,9	Свинец . . . . .	0,28
Дерево строганое . . . . .	0,9	Стекло . . . . .	0,94
Железо (сталь) окислен- ное . . . . .	0,74—0,96	Чугун шероховатый окис- ленный . . . . .	0,96
Кладка кирпичная . . . . .	0,93	Штукатурка . . . . .	0,93

б) Если площадь  $F_2$  очень велика по сравнению с  $F_1$  (например, аппарат в цехе), т. е. отношение  $F_1/F_2$  близко к нулю, то коэффициент излучения  $C_{1-2} = C_1$ .

в) Если  $F_1 = F_2$  (две параллельные бесконечно большие поверхности), то

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_{\text{ч}}}}. \quad (4.68)$$

Суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией:

$$\alpha = \alpha_{\text{л}} + \alpha_{\text{к}}, \quad (4.69)$$

где

$$\alpha_{\text{л}} = \frac{Q_{\text{л}}}{(T_1 - T_2)F} = \frac{C_{1-2} \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{T_1 - T_2}; \quad (4.70)$$

$\alpha_{\text{к}}$  — коэффициент теплоотдачи конвекцией, определяемый по соответствующим формулам для свободного или вынужденного движения.

Для расчета тепловых потерь аппаратов, находящихся в закрытых помещениях, при температуре поверхности аппарата до 150 °С можно пользоваться приближенной формулой:

$$\alpha = 9,74 + 0,07\Delta t, \quad (4.71)$$

где  $\alpha$  — суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $\Delta t$  — разность температур поверхности аппарата и окружающего воздуха, К.

## Теплопередача в поверхностных теплообменниках

Основную группу теплообменных аппаратов, применяемых в промышленности, составляют поверхностные теплообменники, в которых теплота от горячего теплоносителя передается холодному теплоносителю через разделяющую их стенку. Другую группу составляют теплообменники смешения, в которых теплота передается при непосредственном соприкосновении горячего и холодного теплоносителей.

20. Уравнение теплопередачи:

$$Q = KF \Delta t_{\text{ср}}. \quad (4.72)$$

Здесь  $Q$  — тепловой поток (расход передаваемой теплоты), Вт;  $K$  — коэффициент теплопередачи, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $F$  — площадь поверхности теплопередачи, м<sup>2</sup>;  $\Delta t_{\text{ср}}$  — средняя разность температур горячего и холодного теплоносителя, К.

Удельная тепловая нагрузка (удельный тепловой поток):

$$q = Q/F = K \Delta t_{\text{ср}}. \quad (4.73)$$

Для плоской поверхности коэффициент теплопередачи  $K$  в формулах (4.72) и (4.73) равняется:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_r} + \sum r_{\text{ст}} + \frac{1}{\alpha_x}}, \quad (4.74)$$

где  $\alpha_r$  и  $\alpha_x$  — коэффициенты теплоотдачи для горячего и холодного теплоносителя, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $\sum r_{\text{ст}}$  — сумма термических сопротивлений всех слоев, из которых состоит стенка, включая слой загрязнений, (м<sup>2</sup>·К)/Вт.

Уравнения (4.72)—(4.74) с достаточной точностью можно применять и для расчета теплопередачи через цилиндрическую стенку, если  $d_{\text{вн}} > 0,5d_{\text{нар}}$ .

Площадь поверхности теплопередачи трубчатых аппаратов  $F_{\text{апп}}$  (в м<sup>2</sup>) определяют по формуле:

$$F_{\text{апп}} = \pi d_{\text{ср}} n L. \quad (4.75)$$

Здесь  $d_{\text{ср}} = d_{\text{вн}}$ , если  $\alpha_{\text{нар}} \gg \alpha_{\text{вн}}$ ;  $d_{\text{ср}} = 0,5(d_{\text{нар}} + d_{\text{вн}})$ , если  $\alpha_{\text{нар}} \leq \alpha_{\text{вн}}$ ;  $n$  — число труб;  $L$  — длина труб, м.

Для трубчатого теплообменника, состоящего из  $n$  труб длиной каждая  $L$  (в м), уравнение теплопередачи может быть представлено в виде:

$$Q = K_L n L \Delta t_{\text{ср}}. \quad (4.76)$$



Здесь коэффициент теплопередачи на 1 м длины  $K_L$  [в Вт/(м·К)] равен:

$$K_L = \frac{\pi}{\frac{1}{\alpha_{вн} d_{вн}} + \sum \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_{нар}}{d_{вн}} + \frac{1}{\alpha_{нар} d_{нар}} + \sum \frac{r_{загр}}{d_{загр}}}, \quad (4.77)$$

где  $\lambda$  — коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/(м·К).

Тепловая проводимость загрязнений на стенках ( $1/r_{загр}$ ) зависит от рода теплоносителя, его температуры и скорости, а также от материала стенки, температуры нагревающей среды и длительности работы аппарата без очистки, т. е. в конечном счете от рода осадка или продукта коррозии. Точные данные о  $r_{загр}$  можно получить только опытным путем.

Ориентировочные значения тепловой проводимости загрязнений приведены в табл. ХХХІ.

При редких чистках аппарата или сильной коррозии значение  $1/r_{загр}$  может уменьшаться до 500 Вт/(м<sup>2</sup>·К) и ниже.

21. Средняя разность температур  $\Delta t_{ср}$ , входящая в уравнение теплопередачи, определяется следующим образом.

а) Для противотока и прямотока:

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{\ln (\Delta t_б / \Delta t_м)} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{2,3 \lg (\Delta t_б / \Delta t_м)}, \quad (4.78)$$

где  $\Delta t_б$  и  $\Delta t_м$  — большая и меньшая разности температур на концах теплообменника.

Следует отметить, что из уравнения (4.78) вытекает: если  $\Delta t_б = 0$  или  $\Delta t_м = 0$ , то и  $\Delta t_{ср} = 0$ ; если  $\Delta t_б = \Delta t_м$ , то  $\Delta t_{ср} = \Delta t_б = \Delta t_м$ .

Если отношение  $(\Delta t_б / \Delta t_м) < 2$ , то с достаточной точностью вместо уравнения (4.78) можно применять уравнение

$$\Delta t_{ср} = (\Delta t_б + \Delta t_м) / 2. \quad (4.79)$$

Формулы (4.72), (4.78) и (4.79) применимы при условии, что в теплообменнике значения коэффициента теплопередачи  $K$  и удельной теплосмкости  $c$  для каждого из теплоносителей можно считать постоянными вдоль всей поверхности теплообмена.

В тех случаях, когда вдоль поверхности теплообмена значительно меняется величина коэффициента теплопередачи  $K$  (или величина  $c$ ), применение уравнений (4.72) и (4.78) становится недопустимым.

В этих случаях определение поверхности теплопередачи выполняют по дифференциальному уравнению теплопередачи методом графического интегрирования — см. пример 4.26.

б) Для смешанного тока в многоходовых теплообменниках и для перекрестного тока:

$$\Delta t_{ср} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{пр}, \quad (4.80)$$

где  $\varepsilon_{\Delta t}$  — поправочный коэффициент к средней разности температур  $\Delta t_{пр}$ , вычисленной для противотока.

Значение коэффициента  $\epsilon_{\Delta t}$  берется из специальных графиков [13, 4.11]. Примеры таких графиков даны на рис. VIII.

В многоходовых теплообменниках с простым смешанным током (один ход в межтрубном пространстве и четное число ходов в трубном — см. рис. 4.15 и 4.20) среднюю разность температур можно рассчитать по формуле [13]:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{A}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\text{б}} + t_{\text{м}} + A}{\Delta t_{\text{б}} + t_{\text{м}} - A}}, \quad (4.81)$$

где  $\Delta t_{\text{б}}$  и  $\Delta t_{\text{м}}$  — большая и меньшая разности температур на концах теплообменника при противотоке с теми же начальными и конечными температурами теплоносителей;  $A = \sqrt{\delta T^2 + \delta t^2}$ ;  $\delta T = T_{\text{нач}} - T_{\text{кон}}$  — изменение температуры горячего теплоносителя;  $\delta t = t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}$  — изменение температуры холодного теплоносителя.

## 22. Определение средних температур теплоносителей.

В большинстве критериальных уравнений теплоотдачи значения физико-химических констант теплоносителя отнесены к его средней температуре, которая находится следующим образом.

Для того теплоносителя, у которого температура изменяется в теплообменнике на меньшее число градусов, средняя температура определяется как средняя арифметическая между начальной и конечной:

$$t_{\text{ср}_1} = (t_{\text{нач}_1} + t_{\text{кон}_1})/2. \quad (4.82)$$

Для второго теплоносителя среднюю температуру находят по формуле:

$$t_{\text{ср}_2} = t_{\text{ср}_1} \pm \Delta t_{\text{ср}}. \quad (4.82a)$$

Это уравнение справедливо и тогда, когда температура первого теплоносителя постоянна вдоль поверхности теплообмена.

## Теплопередача при непосредственном соприкосновении потоков

23. Обобщенное уравнение для определения коэффициента теплопередачи от охлаждающегося ненасыщенного газа к жидкости в колонных аппаратах с насадками:

$$K_i = 0,01 \text{Re}_g^{0,7} \text{Re}_{\text{ж}}^{0,7} \text{Pr}_g^{0,33}. \quad (4.83)$$

Здесь  $K_i = K d_a / \lambda_T$  — критерий Кирпичева;  $\text{Re}_g = 4 \omega_{\text{фг}} / (\sigma \mu_g)$  — критерий Рейнольдса для газа;  $\text{Re}_{\text{ж}} = 4L / (\sigma \mu_{\text{ж}})$  — критерий Рейнольдса для жидкости;  $\text{Pr}_g = c_p \mu_g / \lambda_T$  — критерий Прандтля для газа;  $K$  — коэффициент теплопередачи от газа к жидкости, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $d_a = 4V_{\text{св}} / \sigma$  — эквивалентный диаметр насадки, м;  $V_{\text{св}}$  — свободный объем насадки, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $\sigma$  — удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $\omega_{\text{ф}}$  — фиктивная скорость газа в аппарате (отнесенная к полному поперечному сечению аппарата), м/с;  $L$  — плотность орошения, кг/(м<sup>2</sup>·с);  $\lambda_T$  — коэффициент теплопроводности газа, Вт/(м·К);  $\mu_g$  — динамический коэффициент вязкости газа, Па·с;  $\rho_g$  — плотность газа, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_{\text{ж}}$  — динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с.

Формула (4.83) получена по экспериментальным данным для охлаждения воздуха от 80 до 2 °С при удельном орошении водой, равном 3,5—10 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч).

24. Обобщенное уравнение для коэффициента испарения с поверхности жидкости в турбулентный газовый поток при вынужденном его движении:

$$\text{Nu}'_r = 0,027 \text{Re}'_r{}^{0,8} (\text{Pr}'_r)^{0,33}, \quad (4.81)$$

где  $\text{Nu}'_r = \beta d/D_r$  — диффузионный критерий Нуссельта;  $\text{Pr}'_r = \nu_r/D_r$  — диффузионный критерий Прандтля для газа;  $\beta$  — коэффициент испарения, м/с;  $D_r$  — коэффициент диффузии, м<sup>2</sup>/с;  $\nu_r$  — кинематический коэффициент вязкости, м<sup>2</sup>/с.

Для случая охлаждения воздухом воды, стекающей пленкой внутри каналов, по которым проходит воздух ( $\text{Pr}'_r = 0,63$ ):

$$\text{Nu}_r = 0,019 \text{Re}'_r{}^{0,83}. \quad (4.85)$$

### Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи

В табл. 4.7 приведены приближенные значения коэффициентов теплоотдачи (с округлением) для воды и воздуха, вычисленные по вышеприведенным формулам для основных случаев конвективной теплоотдачи, а в табл. 4.8 — ориентировочные значения коэффициентов теплопередачи, полученные практически для различных случаев теплообмена.

Таблица 4.7

#### Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи [в Вт/(м<sup>2</sup>·К)]

Вид теплоотдачи	Вода	Воздух ( $p_{\text{абс}} \approx 0,1$ МПа)	Примечание
Вынужденное турбулентное течение:			
а) в трубах и каналах	1200—5800	35—60	$d = 30$ мм. Приведенные значения $\alpha$ соответствуют скоростям: воды — от 0,2 до 1,5 м/с, воздуха — 8—15 м/с
б) или поперечном обтекании труб	3100—10 000	70—100	Шахматный пучок; $\epsilon_{\psi} = 1$
Свободное движение	250—900	3—9	
Кипение воды	2000—24 000		Давление атмосферное. Значения $\alpha$ соответствуют $\Delta t = 5 \div \pm 15$ К
Конденсация насыщенного пара на поверхности вертикальной трубки или горизонтальной трубки	5 000—15 000		Давление насыщенного пара (абс.) 0,4 МПа; $d = 30$ мм. Значения $\alpha$ соответствуют $\Delta t = 35 \div 5$ К

Ориентировочные значения коэффициентов теплопередачи [в Вт/(м<sup>2</sup>·К)]

Вид теплообмена	Вынужденное движение	Свободное движение
От газа к газу (при невысоких давлениях)	10—40	4—12
От газа к жидкости (газовые холодильники)	10—60	6—20
От конденсирующегося пара к газу (воздухоподогреватели)	10—60	6—12
От жидкости к жидкости (вода)	800—1700	140—340
От жидкости к жидкости (углеводороды, масла)	120—270	30—60
От конденсирующегося пара к воде (конденсаторы, подогреватели)	800—3500	300—1200
От конденсирующегося пара к органическим жидкостям (подогреватели)	120—340	60—170
От конденсирующегося пара органических веществ к воде (конденсаторы)	300—800	230—460
От конденсирующегося пара к кипящей жидкости (испарители)	—	300—2500

## ПРИМЕРЫ

**Пример 4.1.** Аппарат диаметром 2 м и высотой 5 м покрыт слоем теплоизоляции из асбеста толщиной 75 мм. Температура стенки аппарата 146 °С, температура наружной поверхности изоляции 40 °С. Определить потери теплоты (тепловой поток) через слой изоляции.

**Решение.** Средняя площадь, через которую проходит теплота:

$$F_{\text{ср}} = \pi \left( D_{\text{ср}} L + 2 \frac{D^2}{4} \right) = 3,14 (2,075 \cdot 5 + 0,5 \cdot 2^2) = 38,8 \text{ м}^2.$$

Коэффициент теплопроводности асбеста  $\lambda = 0,151$  Вт/(м·К) находим по табл. XXVIII.

Тепловой поток через изоляцию:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{\text{г}} - t_{\text{х}}) F_{\text{ср}} = \frac{0,151}{0,075} (146 - 40) 38,8 = 8280 \text{ Вт}.$$

**Пример 4.2.** Рассчитать коэффициент теплопроводности жидкого нитробензола при 120 °С по формуле (4.7).

**Решение.** Удельная теплоемкость нитробензола (табл. XXVI)  $c = 1380$  Дж/(кг·К).

Плотность нитробензола при 30 °С  $\rho \approx 1200$  кг/м<sup>3</sup> (табл. IV).

Коэффициент теплопроводности нитробензола при 30 °С по формуле (4.7):

$$\lambda_{30} = A c \sqrt[3]{\rho/M} = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 1380 \cdot 1200 \sqrt[3]{1200/123} = 0,149 \text{ Вт/(м·К)},$$

где  $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$  для неассоциированных жидкостей;  $M = 123$  кг/кмоль — молярная масса нитробензола.

Коэффициент теплопроводности нитробензола при 120 °С по формуле (4.8):

$$\lambda_t = \lambda_{30} [1 - \varepsilon (t - 30)] = 0,149 [1 - 1,0 \cdot 10^{-3} (120 - 30)] = 0,136 \text{ Вт/(м·К)},$$

По экспериментальным данным (рис. X)  $\lambda_t = 0,137$  Вт/(м·К).

**Пример 4.3.** Рассчитать коэффициент теплопроводности 25 % водного раствора хлористого натрия при 80 °С. Плотность 25% раствора хлористого натрия  $\rho = 1189 \text{ кг/м}^3$ .

**Решение.** По номограмме (рис. XI) удельная теплоемкость 25% раствора хлористого натрия при 30 °С равна  $c = 3390 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$ .

Мольная масса раствора:

$$M = 0,907 \cdot 18 + 0,093 \cdot 58,5 = 21,7 \text{ кг/кмоль.}$$

где  $0,093 = \frac{25/58,5}{(25/58,5) + (75/18)}$  — мольная доля хлористого натрия в растворе.

Коэффициент теплопроводности 25% раствора хлористого натрия при 30 °С по формуле (4.7):

$$\lambda_{30} = 3,58 \cdot 10^{-8} \cdot 3390 \cdot 1189 \sqrt[3]{1189/21,7} = 0,548 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}.$$

Коэффициент теплопроводности раствора при 80 °С по формуле (4.9):

$$\lambda_{80} = 0,548 (0,674/0,615) = 0,60 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)},$$

где 0,674 и 0,615 Вт/(м·К) — коэффициенты теплопроводности воды при 80 и 30 °С (рис. X).

**Пример 4.4.** Вычислить коэффициент теплопроводности для жидкого метана при  $t = -160,6 \text{ °С}$  и сопоставить полученное значение с экспериментальным.

**Решение.** Жидкий метан относится к неассоциированным жидкостям.

$$\lambda = A c \rho \sqrt[3]{\rho/M} = 4,22 \cdot 10^{-8} \cdot 3,47 \cdot 10^3 \cdot 423 \sqrt[3]{423/16} = 0,184 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)},$$

где  $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$  для неассоциированных жидкостей;  $c = 3,47 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$  — удельная теплоемкость жидкого метана при  $T = 112,6 \text{ К}$ ;  $\rho = 423 \text{ кг/м}^3$  — плотность жидкого метана;  $M = 16 \text{ кг/кмоль}$  — мольная масса метана.

По справочнику [4.15] коэффициент теплопроводности жидкого метана при  $t = -160,6 \text{ °С}$  равен  $0,194 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$ . Погрешность при вычислении по формуле (4.7) составляет:

$$\frac{0,194 - 0,184}{0,184} 100 = 5,4\%.$$

**Пример 4.5.** Рассчитать коэффициент теплопроводности сухого воздуха при 300 °С.

**Решение.** По формуле (4.10):

$$\lambda = B c_{\nu} \mu = 1,9 \cdot 0,748 \cdot 10^8 \cdot 2,97 \cdot 10^{-5} = 0,0422 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}.$$

Здесь  $B = 1,9$  для двухатомных газов;  $c_{\nu}$  — удельная теплоемкость при постоянном объеме, определяется из отношения  $c_p/c_{\nu} = 1,4$ :

$$c_{\nu} = c_p/1,4 = 1,05 \cdot 10^3/1,4 = 0,748 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)};$$

$c_p = 1,05 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$  — удельная теплоемкость сухого воздуха при 300 °С;  $\mu = 2,97 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$  — динамический коэффициент вязкости воздуха при 300 °С.

**Пример 4.6.** Вычислить коэффициент теплопроводности при 0 °С для газовой смеси состава: H<sub>2</sub> — 50%, СО — 40%, N<sub>2</sub> — 10% (по объему).

**Решение.** Правило аддитивности неприменимо. Приближенно можно определить коэффициент теплопроводности смеси газов по формуле (4.10). Выпишем значения физико-химических свойств для отдельных компонентов смеси:

Компонент	$\rho_{гг}$ кг/м <sup>3</sup>	$c_{гг} \cdot 10^{-3}$ Дж/(кг·К)	$k = \frac{c_p}{c_v}$	$\mu \cdot 10^3$ Па·с
H <sub>2</sub>	0,09	10,14	1,41	0,00842
СО	1,25	0,75	1,4	0,0166
N <sub>2</sub>	1,25	0,75	1,4	0,017

Находим массовый состав газовой смеси:

Компонент	1% (об.)	кг	% (масс.)
H <sub>2</sub>	50	50 · 0,09 = 4,5	6,7
СО	40	40 · 1,25 = 50,0	74,6
N <sub>2</sub>	10	10 · 1,25 = 12,5	18,7
Итого	100	67,0	100,0

Вычисляем  $c_v$  для смеси газов:

$$c_v = 0,067 \cdot 10,14 \cdot 10^3 + 0,746 \cdot 0,75 \cdot 10^3 + 0,187 \cdot 0,75 \cdot 10^3 = 1,379 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг·К)}.$$

Находим динамический коэффициент вязкости газовой смеси по формуле (1.12) и по табл. XI:

$$\mu_{см} = \frac{(0,5 \cdot 8,13 \cdot 0,00842 + 0,4 \cdot 61,4 \cdot 0,0166 + 0,1 \cdot 59,5 \cdot 0,017) \cdot 10^{-3}}{0,5 \cdot 8,13 + 0,4 \cdot 61,4 + 0,1 \cdot 59,5} = 0,0156 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с}.$$

Вычисляем коэффициент  $B$  в формуле (4.10):

$$B = 0,25 (9 \cdot 1,4 - 5) = 1,9.$$

Определяем коэффициент теплопроводности газовой смеси:

$$\lambda_{см} = B c_v \mu_{см} = 1,9 \cdot 1,379 \cdot 10^3 \cdot 0,0156 \cdot 10^{-3} = 0,041 \text{ Вт/(м·К)}.$$

Если рассчитать коэффициент теплопроводности газовой смеси по правилу аддитивности, воспользовавшись данными табл. XXX, то получим:

для аддитивности по объему

$$\lambda_{см} = 0,0926 \text{ Вт/(м·К)};$$

по массе

$$\lambda_{см} = 0,0317 \text{ Вт/(м·К)}.$$

**Пример 4.7.** Стенка печи состоит из двух слоев: огнеупорного кирпича ( $\delta_1 = 500$  мм) и строительного кирпича ( $\delta_2 = 250$  мм). Температура внутри печи  $1300^\circ\text{C}$ , температура окружающего пространства  $25^\circ\text{C}$ . Определить: а) потери теплоты с  $1\text{ м}^2$  поверхности стенки и б) температуру  $t_3$  на грани между огнеупорным и строительным кирпичом. Коэффициент теплоотдачи от печных газов к стенке  $\alpha_1 = 34,8$  Вт/( $\text{м}^2 \cdot \text{K}$ ); коэффициент теплоотдачи от стенки к воздуху  $\alpha_2 = 16,2$  Вт/( $\text{м}^2 \cdot \text{K}$ ). Коэффициент теплопроводности огнеупорного кирпича  $\lambda_1 = 1,16$  Вт/( $\text{м} \cdot \text{K}$ ); коэффициент теплопроводности строительного кирпича  $\lambda_2 = 0,58$  Вт/( $\text{м} \cdot \text{K}$ ).

**Решение.** Схема процесса теплопередачи через стенку печи изображена на рис. 4.11.

а) Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{34,8} + \frac{0,5}{0,16} + \frac{0,25}{0,58} + \frac{1}{16,2}} = 1,05 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}).$$

Потери теплоты с  $1\text{ м}^2$  поверхности стенки:

$$q = K (t_1 - t_5) = 1,05 (1300 - 25) = 1340 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

б) Температура  $t_3$  на грани между огнеупорным и строительным кирпичом может быть найдена из соотношений

$$q = (t_1 - t_3) \left/ \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} \right) \right.; \quad q = \alpha_1 (t_1 - t_2) = \frac{\lambda_1}{\delta_1} (t_2 - t_3).$$

Отсюда

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 1300 - \frac{1340}{34,8} = 1261^\circ\text{C};$$

$$t_3 = t_2 - \frac{q\delta_1}{\lambda_1} = 1261 - \frac{1340 \cdot 0,5}{1,16} = 684^\circ\text{C}.$$

Строительный кирпич может применяться до  $800^\circ\text{C}$ . Следовательно, температура на внутренней поверхности строительного кирпича  $t_3 = 684^\circ\text{C}$  допустима.

**Пример 4.8.** Определить температуры внутренней  $t_2$  и наружной  $t_3$  поверхностей стенки теплообменника, а также температуру  $t_4$  наружной поверхности изоляции, которой покрыт аппарат. Температура жидкости в теплообменнике  $t_1 = 80^\circ\text{C}$ , температура наружного воздуха  $t_5 = 10^\circ\text{C}$ . Теплообменник сделан из стали; толщина стальной стенки  $\delta_{\text{ст}} = 5$  мм, толщина изоляции  $\delta_{\text{из}} = 50$  мм. Коэффициент теплоотдачи от жидкости к стенке аппарата  $\alpha_1 = 252$  Вт/( $\text{м}^2 \cdot \text{K}$ ), коэффициент теплоотдачи от поверхности изоляции к воздуху  $\alpha_2 = 10,4$  Вт/( $\text{м}^2 \cdot \text{K}$ ), коэффициент теплопроводности изоляции  $\lambda_{\text{из}} = 0,12$  Вт/( $\text{м} \cdot \text{K}$ ).

**Решение.** На рис. 4.12 дан схематический разрез стенки аппарата, покрытого изоляцией.

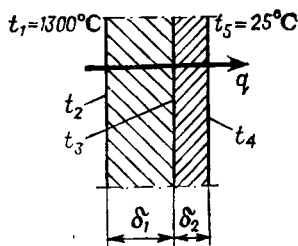


Рис. 4.11 (к примеру 4.7).

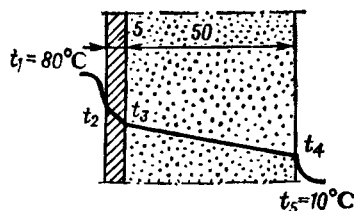


Рис. 4.12 (к примеру 4.8).

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_{из}}{\lambda_{из}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{232} + \frac{0,005}{46,5} + \frac{0,05}{0,12} + \frac{1}{10,4}} = 1,86 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где  $\lambda_{ст} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  (табл. XXVIII).

Удельный тепловой поток:

$$q = K (t_1 - t_5) = 1,86 (80 - 10) = 130 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Температуры  $t_2$ ,  $t_3$  и  $t_4$  определяются из соотношения:

$$q = \alpha_1 (t_1 - t_2) = \frac{\lambda_{ст}}{\delta_{ст}} (t_2 - t_3) = \alpha_2 (t_4 - t_5).$$

Температура внутренней поверхности стенки аппарата:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80 - \frac{130}{232} = 79,4 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Температура наружной поверхности стенки аппарата:

$$t_3 = t_2 - q \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} = 79,4 - \frac{130 \cdot 0,005}{46,5} \approx 79,4 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Температура наружной поверхности изоляции:

$$t_4 = \frac{q}{\alpha_2} + t_5 = \frac{130}{10,4} + 10 = 22,4 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Как видим, при наличии изоляции термическим сопротивлением стальной стенки можно пренебречь ( $t_2 \approx t_3$ ).

**Пример 4.9.** Определить среднюю температуру стенки в паровом подогревателе, в котором водяным паром ( $p_{абс} = 0,4 \text{ МПа}$ ) подогревается: а) воздух при атмосферном давлении; б) вода. Средняя температура как воздуха, так и воды  $30 \text{ }^\circ\text{C}$ . Толщина стенки стальных труб  $\delta_{ст} = 4 \text{ мм}$ . Коэффициенты теплоотдачи для пара, воздуха и воды взять приблизительно по средним данным табл. 4.7 (турбулентное течение в трубах). Учесть наличие ржавчины на обеих сторонах стенки. Тепловая проводимость одного слоя ржавчины:  $1/r_{рж} = 2320 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ . Обозначение температуры — см. на рис. 4.13.



**Решение.** Температуры поверхностей стенки  $t_2$  и  $t_3$  найдем из соотношения:

$$q = \alpha_1 (t_1 - t_2) = \alpha_2 (t_3 - t_4).$$

Температура конденсации водяного пара при  $p_{\text{абс}} = 4 \text{ кгс/см}^2$  равняется  $143^\circ\text{C}$  (табл. LVII).

а) Паром нагревается воздух.

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{\text{рж}} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + r_{\text{рж}} + \frac{1}{\alpha_2}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{13\,300} + \frac{1}{2320} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{2320} + \frac{1}{46,4}} = 44,3 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Здесь коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося пара  $\alpha_1 = 13\,300 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ , для воздуха  $\alpha_2 = 46,4 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ , коэффициент теплопроводности стали (табл. XXVIII)  $\lambda_{\text{ст}} = 46,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ .

Удельный тепловой поток:

$$q = K (t_1 - t_4) = 44,3 (143 - 30) = 5010 \text{ Вт/м}^2.$$

Температура  $t_2$ :

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{5010}{13\,300} = 142,6^\circ\text{C}.$$

Температура  $t_3$ :

$$t_3 = t_4 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{5010}{46,4} = 138^\circ\text{C}.$$

Средняя температура стенки:

$$t_{\text{ср}} = (t_2 + t_3)/2 = 140^\circ\text{C}.$$

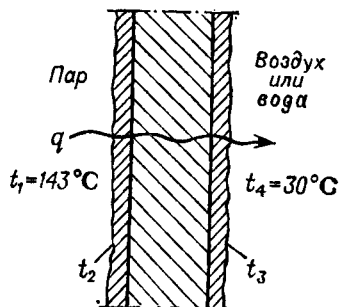
б) Паром нагревается вода.

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{\text{рж}} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + r_{\text{рж}} + \frac{1}{\alpha_2}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{13\,300} + \frac{1}{2320} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{2320} + \frac{1}{3420}} = 761 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Здесь коэффициент теплоотдачи для воды  $\alpha_2 = 3420 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ .



Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K (t_1 - t_4) = 761 (143 - 30) = 86\,000 \text{ Вт/м}^2.$$

Температура  $t_2$ :

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{86\,000}{13\,300} = 136,5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Температура  $t_3$ :

$$t_3 = t_4 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{86\,000}{3420} = 55,2 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Средняя температура стенки:

$$t_{cp} = (t_2 + t_3)/2 = (136,5 + 55,2)/2 \approx 96 \text{ }^\circ\text{C},$$

**Пример 4.10.** В противоточный трубчатый конденсатор поступает 200 кг/ч аммиака под давлением  $p_{абс} = 1,19$  МПа при температуре 95 °С. Конденсатор охлаждается водой, поступающей при температуре 15 °С. Жидкий аммиак выходит из аппарата при температуре конденсации.

Какое количество воды надо подавать в конденсатор, если наименьшая разность температур аммиака и воды в конденсаторе допускается в 5 К; какую температуру будет иметь вода на выходе из конденсатора?

**Решение.** По  $T$ — $S$  диаграмме для аммиака (рис. XXVI) или по табл. XLVIII находим, что температура конденсации аммиака под давлением  $p_{абс} = 1,19$  МПа равняется 30 °С. Следовательно, входящий в конденсатор с температурой 95 °С аммиак находится в состоянии перегретого пара. Для охлаждения его при постоянном давлении  $p_{абс} = 1,19$  МПа от 95 °С до начала конденсации, т. е. до 30 °С, необходимо отнять теплоты:

$$Q_1 = \frac{200 (1647 \cdot 10^3 - 1467 \cdot 10^3)}{3600} = 0\,000 \text{ Вт},$$

где  $(1647 \cdot 10^3 - 1467 \cdot 10^3)$  Дж/кг — разность удельных энтальпий паров аммиака при давлении  $p_{абс} = 1,19$  МПа и температурах 95 и 30 °С — см. диаграмму  $T$ — $S$  (рис. XXVI).

Для того чтобы затем сконденсировать пар аммиака в жидкость, необходимо отнять теплоты:

$$Q_2 = 200 (1467 \cdot 10^3 - 323 \cdot 10^3)/3600 = 63\,600 \text{ Вт},$$

где  $323 \cdot 10^3$  Дж/кг — удельная энтальпия жидкого аммиака при  $p_{абс} = 1,19$  МПа и  $t = 30$  °С.

Таким образом, водой должно быть отнято теплоты:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 0\,000 + 63\,600 = 63\,600 \text{ Вт}.$$

Изменение температуры аммиака в конденсаторе в зависимости от количества отданной им теплоты изображено на рис. 4.14.

Рис. 4.11 (к примеру 4.10).

Исходя из условия, что разность температур аммиака и воды в любом сечении конденсатора не должна быть меньше  $5^\circ\text{C} = 5\text{ K}$ , принимаем температуру воды в том сечении конденсатора, где начинается конденсация аммиака и имеется наименьшая разность температур, равной  $30 - 5 = 25^\circ\text{C}$ . Удельная теплоемкость воды при  $0-100^\circ\text{C}$  равна  $4,19 \cdot 10^3$  Дж/(кг·К). Тогда необходимый расход воды может быть найден из уравнения теплового баланса участка конденсации:

$$63\,600 = G_{\text{в}} \cdot 4,19 \cdot 10^3 (25 - 15),$$

откуда  $G_{\text{в}} = 1,515$  кг/с.

Температуру воды на выходе из конденсатора  $t_2$  определим из уравнения теплового баланса конденсатора:

$$73\,600 = 1,515 \cdot 4,19 \cdot 10^3 (t_2 - 15),$$

откуда

$$t_2 = \frac{73\,600}{1,515 \cdot 4,19 \cdot 10^3} + 288 = 299,6\text{ K} = 26,6^\circ\text{C}.$$

**Пример 4.11.** Теплота крекинг-остатка используется для подогрева нефти. Определить среднюю разность температур в теплообменнике между обогревающим крекинг-остатком и нагреваемой нефтью, если крекинг-остаток имеет температуры  $t_{\text{нач}} = 300^\circ\text{C}$ ,  $t_{\text{кон}} = 200^\circ\text{C}$ , а нефть  $t_{\text{нач}} = 25^\circ\text{C}$ ,  $t_{\text{кон}} = 175^\circ\text{C}$ .

**Решение.** Рассмотрим два случая [см. формулу (4.78)].

*1 случай.* Прямоток — обе жидкости движутся в одном направлении:

$$\begin{array}{l} 300 \rightarrow 200 \\ 25 \rightarrow 175 \end{array}; \quad \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{275}{25} > 2.$$

Следовательно,

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{275 - 25}{2,3 \lg(275/25)} = 104^\circ\text{C} = 104\text{ K}.$$

*2 случай.* Противоток — жидкости движутся в противоположных направлениях:

$$\begin{array}{l} 300 \rightarrow 200 \\ 175 \leftarrow 25 \end{array}; \quad \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{175}{125} < 2.$$

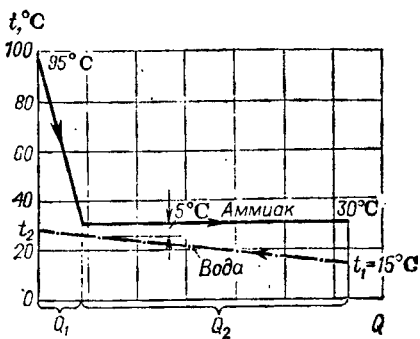
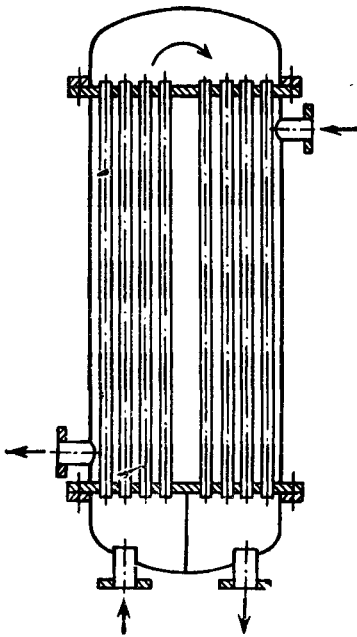


Рис. 4.15 (к примеру 4.12).



Следовательно,

$$\Delta t_{\text{ср}} = (125 + 175)/2 = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 150 \text{ К.}$$

Если рассчитать среднюю разность температур для противотока как среднюю логарифмическую, получим  $149 \text{ }^\circ\text{C} = 149 \text{ К.}$

Из приведенного расчета следует, что при прочих равных условиях средняя разность температур при противотоке больше, чем при прямотоке.

Необходимо отметить, что в случае противотока обогреваемая жидкость (нефть) может быть нагрета до температуры, гораздо более высокой, чем  $175 \text{ }^\circ\text{C}$  (например, до  $290 \text{ }^\circ\text{C}$ ), а крекинг-остаток может быть охлажден много ниже  $200 \text{ }^\circ\text{C}$ . Это является основным преимуществом противотока.

**Пример 4.12.** Определить среднюю разность температур в многоходовом теплообменнике, имеющем один ход в межтрубном пространстве и два хода в трубном (рис. 4.15):

Начальная температура горячего теплоносителя		$T_1 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$
Конечная	»	$T_2 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$
Начальная	»	холодного теплоносителя
Конечная	»	$t_1 = 10 \text{ }^\circ\text{C}$
		$t_2 = 34 \text{ }^\circ\text{C}$

**Решение.** Воспользуемся формулой (4.81), откуда

$$A = \sqrt{\delta T^2 + \delta t^2} = \sqrt{40^2 - 24^2} = 46,6.$$

Температурная схема при противотоке:

$$\begin{array}{c} 80 \rightarrow 40 \\ \cdot \quad \cdot \\ 34 \leftarrow 10 \\ \hline \Delta t_{\text{б}} = 46 \quad \Delta t_{\text{м}} = 30 \end{array}$$

Средняя разность температур в многоходовом теплообменнике:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{A}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\text{б}} + \Delta t_{\text{м}} + A}{\Delta t_{\text{б}} + \Delta t_{\text{м}} - A}} = \frac{46,6}{2,3 \lg \frac{46 + 30 + 46,6}{46 + 30 - 46,6}} = 32 \text{ }^\circ\text{C} = 32 \text{ К.}$$

Сделаем расчет по формуле (4.80):

$$\Delta t_{\text{ср}} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{\text{пр.}}$$

Вычислим среднюю разность температур для противотока:

$$\Delta t_{\text{пр}} = (46 + 30) \cdot 2 = 38^\circ\text{C} = 38 \text{ К.}$$

Найдем величины  $P$  и  $R$  (см. рис. VIII):

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{34 - 10}{80 - 10} = 0,34;$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{80 - 40}{34 - 10} = 1,66.$$

По графику (рис. VIII, а) определяем значение поправочного коэффициента  $\epsilon_{\Delta t}$ . При  $P = 0,34$  и  $R = 1,66$  находим  $\epsilon_{\Delta t} = 0,9$ .

Следовательно, средняя разность температур в многоходовом теплообменнике:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \epsilon_{\Delta t} \Delta t_{\text{пр}} = 0,9 \cdot 32 = 28,8^\circ\text{C} = 28,8 \text{ К.}$$

**Пример 4.13.** Вычислить коэффициент теплоотдачи для воды, подогреваемой в трубчатом теплообменнике, состоящем из труб диаметром  $40 \times 2,5$  мм. Вода идет по трубам со скоростью 1 м/с. Средняя температура воды  $47,5^\circ\text{C}$ . Температура стенки трубы  $95^\circ\text{C}$ ; длина трубы 2 м.

**Решение.** Определяем режим течения:

$$Re = \frac{w \rho}{\mu} = \frac{1 \cdot 0,035 \cdot 989}{0,57 \cdot 10^{-3}} = 60\,800,$$

где  $0,57 \cdot 10^{-3}$  Па·с — динамический коэффициент вязкости воды при  $47,5^\circ\text{C}$  (табл. VI);  $\rho = 989$  кг/м<sup>3</sup> — плотность воды при  $47,5^\circ\text{C}$  (табл. XXXIX).

Значение  $Re > 10\,000$ . Коэффициент теплоотдачи определяем по номограмме (рис. XII), построенной по формуле (4.17):

$$Nu = 0,021 \epsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{\text{ср}})^{0,25}.$$

Здесь  $\epsilon_l = 1$  для  $L/d = 2000/35 = 57$  (табл. 4.3);  $Pr/Pr_{\text{ср}} = 3,74/1,85 = 2,02$ , где  $Pr = 3,74$  при  $t_{\text{ср.ж}} = 47,5^\circ\text{C}$ ;  $Pr_{\text{ср}} = 1,85$  при  $t_{\text{ср}} = 95^\circ\text{C}$  (табл. XXXIX).

По номограмме находим  $Nu = 300$ , откуда

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{300 \cdot 0,643}{0,035} = 5510 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где  $\lambda = 0,643$  Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности воды при  $47,5^\circ\text{C}$  (табл. XXXIX).

**Пример 4.14.** В трубах кожухотрубчатого теплообменника нагревается бензол. Внутренний диаметр труб 53 мм, длина труб 3 м, скорость бензола в трубах 0,08 м/с, средняя температура бензола  $40^\circ\text{C}$ , температура поверхности загрязнения стенки, соприкасающейся с бензолом,  $70^\circ\text{C}$ . Определить коэффициент теплоотдачи бензола.

**Р е ш е н и е.** Определяем режим течения бензола при  $t = 40^\circ\text{C}$ :

$$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu} = \frac{0,08 \cdot 0,1 \cdot 53 \cdot 858}{0,492 \cdot 10^{-3}} = 7400 < 10\,000.$$

Здесь  $\mu = 0,492 \cdot 10^{-3}$  Па·с — динамический коэффициент вязкости бензола при  $40^\circ\text{C}$  (табл. IX);  $\rho = 858$  кг/м<sup>3</sup> — плотность бензола при  $40^\circ\text{C}$  (табл. IV).

Для выбора расчетной формулы при  $Re < 10\,000$  определяем критерии Gr, Pr и Re при определяющей температуре  $t = 0,5 (t_{ж. ср} + t_{ст}) = 0,5 (40 + 70) = 55^\circ\text{C}$ :

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} = \frac{0,053^3 \cdot 841^2 \cdot 0,0394 \cdot 9,81}{0,413^2 \cdot 10^{-6}} = 239 \cdot 10^6;$$

$$Pr = \frac{c \mu}{\lambda} = \frac{1800 \cdot 0,413 \cdot 10^{-3}}{0,14} = 5,31; \quad Re = \frac{\omega d \rho}{\mu} = \frac{0,08 \cdot 0,053 \cdot 841}{0,413 \cdot 10^{-3}} = 8630,$$

где  $\rho = 841$  кг/м<sup>3</sup> — плотность бензола при  $55^\circ\text{C}$  (табл. IV);  $\beta \Delta t = (v_2 - v_1)/v_1 = (\rho_1 - \rho_2)/\rho_2 = (858 - 825,5)/825,5 = 0,0394$ ;  $\rho_1 = 858$  и  $\rho_2 = 825,5$  кг/м<sup>3</sup> — плотности бензола при  $40$  и  $70^\circ\text{C}$ ;  $\mu = 0,413 \cdot 10^{-3}$  Па·с — динамический коэффициент вязкости бензола при  $55^\circ\text{C}$  (табл. IX);  $c = 1800$  Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость бензола при  $55^\circ\text{C}$  (рис. XI);  $\lambda = 0,14$  Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности бензола при  $55^\circ\text{C}$  (рис. X).

Произведение  $(GrPr) = 239 \cdot 10^6 \cdot 5,31 = 12,7 \cdot 10^8$ . При значениях  $10^6 < (GrPr) < 12 \cdot 10^6$  и  $Re \geq 3500$  применяются для горизонтальных труб формула (4.27), а для вертикальных — формула (4.28). В нашем случае  $(GrPr) \geq 12 \cdot 10^6$ . Однако для приближенного расчета используем эти же формулы.

Горизонтальное расположение труб [формула (4.27)]:

$$Nu = 0,022 Re^{0,8} Pr^{0,4} (\mu/\mu_{ст})^{0,11} = 0,022 \cdot 8630^{0,8} \cdot 5,31^{0,4} (0,413/0,36)^{0,11} = 61,6.$$

Здесь  $\mu_{ст} = 0,36 \cdot 10^{-3}$  Па·с — динамический коэффициент вязкости бензола при  $t_{ст} = 70^\circ\text{C}$  (табл. IX).

$$\alpha_{гор} = Nu \lambda/d = 61,6 \cdot 0,14/0,053 = 162,7 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Вертикальное расположение труб [формула (4.28)]:

$$Nu = 0,037 Re^{0,75} Pr^{0,4} (\mu/\mu_{ст})^{0,11} = 0,037 \cdot 8630^{0,75} \cdot 5,31^{0,4} (0,413/0,36)^{0,11} = 65,6;$$

$$\alpha_{верт} = Nu \lambda/d = 65,6 \cdot 0,14/0,053 = 173 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

**Пример 4.15.** В трубном пространстве теплообменника нагревается толуол. Внутренний диаметр труб 21 мм, длина труб 4 м. Скорость толуола 0,05 м/с. Средняя температура толуола  $30^\circ\text{C}$ . Температура поверхности стенки, соприкасающейся с толуолом,  $50^\circ\text{C}$ . Определить коэффициент теплоотдачи толуола.

**Р е ш е н и е.** Определяем режим течения толуола при его средней температуре  $30^\circ\text{C}$ :

$$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu} = \frac{0,05 \cdot 0,021 \cdot 856}{0,522 \cdot 10^{-3}} = 1720,$$

где  $\rho = 856$  кг/м<sup>3</sup> — плотность толуола при  $30^\circ\text{C}$  (табл. IV);  $\mu = 0,522 \times 10^{-3}$  Па·с — динамический коэффициент вязкости толуола при  $30^\circ\text{C}$  (табл. IX).

Для выбора расчетной формулы при  $Re < 10\,000$  рассчитываем критерии Gr, Pr и Re при средней температуре  $t = 0,5 (30 + 50) = 40^\circ\text{C}$ :

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} = \frac{0,021^3 \cdot 847^2 \cdot 1,11 \cdot 10^{-3} (50 - 40) 9,81}{0,466^2 \cdot 10^{-8}} = 3,33 \cdot 10^6.$$

Здесь  $\rho = 847 \text{ кг/м}^3$  — плотность толуола при  $40^\circ\text{C}$  (табл. IV);  $\beta = 1,11 \cdot 10^{-3} \text{ K}^{-1}$  — коэффициент объемного расширения толуола при  $40^\circ\text{C}$  (табл. XXXI);  $\mu = 0,466 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$  — динамический коэффициент вязкости толуола при  $40^\circ\text{C}$  (табл. IX).

$$Pr = c\mu/\lambda = 1718 \cdot 0,466 \cdot 10^{-3} / 0,14 = 5,72,$$

где  $c = 1718 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$  — удельная теплоемкость толуола при  $40^\circ\text{C}$  (рис. XI);  $\lambda = 0,14 \text{ Вт/(м}\cdot\text{K)}$  — коэффициент теплопроводности толуола при  $40^\circ\text{C}$  (рис. X).

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,05 \cdot 0,021 \cdot 847}{0,466 \cdot 10^{-3}} = 1900.$$

Произведение  $(GrPr) = 3,33 \cdot 10^6 \cdot 5,72 = 19 \cdot 10^6 > 8 \cdot 10^5$ .

Расчетные формулы:

а) Для горизонтальных труб при  $Re < 3500$  [формула (4.25)]:

$$\begin{aligned} Nu &= 0,8 \left( Pe \frac{d}{L} \right)^{0,4} (GrPr)^{0,1} \left( \frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14} = \\ &= 0,8 \left( 1900 \cdot 5,72 \frac{0,021}{4} \right)^{0,4} (19 \cdot 10^6)^{0,1} \left( \frac{0,466}{0,42} \right)^{0,14} = 21,75. \end{aligned}$$

Здесь  $Pe = RePr = 1900 \cdot 5,72$ ;  $\mu_{ст} = 0,42 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$  — динамический коэффициент вязкости толуола при  $50^\circ\text{C}$  (табл. IX).

Таким образом,

$$\alpha_{гор} = Nu \lambda / d = 21,75 \cdot 0,14 / 0,021 = 145 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}.$$

б) Для вертикальных труб при несовпадении свободной и вынужденной конвекции (при движении жидкости сверху вниз при нагревании) [формула (4.28)]:

$$\begin{aligned} Nu &= 0,037 Re^{0,75} Pr^{0,4} (\mu/\mu_{ст})^{0,11} = 0,037 \cdot 1900^{0,75} \cdot 5,72^{0,4} (0,466/0,42)^{0,11} = \\ &= 21,17, \end{aligned}$$

где  $\mu_{ст} = 0,42 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$  — динамический коэффициент вязкости толуола при  $50^\circ\text{C}$  (табл. IX).

Следовательно,

$$\alpha_{верт} = Nu \lambda / d = 21,17 \cdot 0,14 / 0,021 = 141 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}.$$

**Пример 4.16.** Через трубное пространство кожухотрубчатого теплообменника прокачивается рассол хлористого кальция концентрации 24,7% (масс.) при средней температуре  $t_{ср.р} = -20^\circ\text{C}$  со скоростью 0,1 м/с. Внутренний диаметр труб 21 мм, длина труб 3 м. Средняя температура поверхности загрязнения стенки, соприкасающейся с рассолом,  $t_{ст} = -10^\circ\text{C}$ .

Определить коэффициент теплоотдачи хлористого кальция.  
Решение. Критерий Рейнольдса при средней температуре рассола  $t_{ср.р} = -20^\circ\text{C}$  [при концентрации  $\sim 25\%$  (масс.)]:

$$Re' = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{0,1 \cdot 0,021 \cdot 1248}{99,96 \cdot 10^{-4}} = 262,$$

где  $\rho = 1248 \text{ кг/м}^3$  — плотность рассола при  $t_{ср.р} = -20^\circ\text{C}$  (табл. IV);  $\mu = 99,96 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с}$  — динамический коэффициент вязкости рассола при  $t_{ср.р} = -20^\circ\text{C}$  (табл. LI).

Для выбора расчетной формулы при  $Re < 10\,000$  находим критерии Gr, Pr и Re при определяющей температуре  $t = 0,5 (t_{ст} + t_{ср.р}) = 0,5 [(-10) + (-20)] = -15^\circ\text{C}$ .

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} = \frac{0,021^3 \cdot 1246^2 \cdot 0,00361 \cdot 9,81}{81,32^2 \cdot 10^{-8}} = 0,77 \cdot 10^4;$$

$$Pr = \frac{c \mu}{\lambda} = \frac{2861 \cdot 81,32 \cdot 10^{-4}}{0,467} = 49,8; \quad Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{0,1 \cdot 0,021 \cdot 1246}{81,32 \cdot 10^{-4}} = 322.$$

Здесь  $\rho = 1246 \text{ кг/м}^3$  — плотность рассола при  $t = -15^\circ\text{C}$  (табл. IV);  $\beta \Delta t = (v_2 - v_1)/v_1 = (\rho_1 - \rho_2)/\rho_2 = (1248 - 1243,5)/1243,5 = 0,00361$ ;  $\rho_1 = 1248$  и  $\rho_2 = 1243,5 \text{ кг/м}^3$  — плотности рассола при  $t_{ср.р} = -20^\circ\text{C}$  и  $t_{ст} = -10^\circ\text{C}$  (табл. IV);  $\mu = 81,32 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с}$  — динамический коэффициент вязкости рассола при  $t = -15^\circ\text{C}$  (табл. LI);  $c = 2861 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$  — удельная теплоемкость рассола при  $t = -15^\circ\text{C}$  (табл. LII);  $\lambda = 0,467 \text{ Вт/(м}\cdot\text{K)}$  — коэффициент теплопроводности рассола при  $t = -15^\circ\text{C}$  (табл. LI).

Произведение  $(GrPr) = 0,77 \cdot 10^4 \cdot 49,8 = 3,84 \cdot 10^5 < 8 \cdot 10^5$  — расчетная формула как для горизонтальных, так и для вертикальных труб (4.23):

$$Nu = 1,55 \left( Pe \frac{d}{L} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14} = 1,55 \left( 322 \cdot 49,8 \frac{0,021}{3} \right)^{1/3} \left( \frac{81,32}{62,69} \right)^{0,14} = 1,55 \cdot 91,3^{1/3} \cdot 1,3^{0,14} = 1,55 \cdot 4,5 \cdot 1,037 = 7,24,$$

где  $\mu_{ст} = 62,69 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с}$  — динамический коэффициент вязкости рассола при  $t_{ст} = -10^\circ\text{C}$  (табл. LI).

Коэффициент теплоотдачи рассола:

$$\alpha = Nu \lambda / d = 7,24 \cdot 0,467 / 0,021 = 161 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}.$$

**Пример 4.17.** В условиях предыдущего примера рассчитать коэффициент теплоотдачи рассола при его скорости  $1,24 \text{ м/с}$ .

Решение. Определяем режим течения раствора хлористого кальция:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{1,24 \cdot 0,021 \cdot 1246}{81,32 \cdot 10^{-4}} = 4000.$$

При значении  $(GrPr) = 3,84 \cdot 10^5 < 8 \cdot 10^5$  в пределах  $2300 < Re = 4000 < 10\,000$  приближенный расчет (с запасом) коэффициента теплоотдачи осуществляем по графику (рис. 4.1). При  $Re = 4000$  находим:

$$\frac{Nu}{Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}} = 12,$$



откуда

$$Nu = 12Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25} = 12 \cdot 49,8^{0,43} (49,8/37,77)^{0,25} = 69.$$

Здесь  $Pr_{ст} = 2874 \cdot 62,69 \cdot 10^{-4} / 0,477 = 37,77$  при  $t_{ст} = -10^\circ\text{C}$  (табл. LI и LI1).

Следовательно,

$$\alpha = Nu \lambda / d = 69 \cdot 0,467 / 0,021 = 1535 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

**Пример 4.18.** Определить коэффициенты теплоотдачи воздуха для двух случаев: а) однократное поперечное обтекание под углом  $90^\circ$  многорядного пучка шахматно расположенных труб (рис. 4.2); скорость воздуха в наиболее узком сечении 12 м/с; б) движение воздуха через межтрубное пространство (с поперечными перегородками) кожухотрубчатого теплообменника; расчетная скорость 12 м/с (рис. 4.4). В обоих случаях наружный диаметр труб 44,5 мм, средняя температура воздуха  $200^\circ\text{C}$ , давление атмосферное.

**Решение.** а) Однократное обтекание пучка труб.

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{12 \cdot 0,0445 \cdot 0,745}{0,026 \cdot 10^{-2}} = 15300,$$

где  $\rho = 1,293 \frac{273}{473} = 0,745 \text{ кг}/\text{м}^3$  — плотность воздуха при  $200^\circ\text{C}$ ;  $\mu = 0,026 \times 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  — динамический коэффициент вязкости воздуха при  $200^\circ\text{C}$  (рис. VI).

По формуле (4.32):

$$Nu = 0,356 \epsilon_{\varphi} Re^{0,6} = 0,356 \cdot 1 \cdot 15300^{0,6} = 115.$$

Здесь  $\epsilon_{\varphi} = 1$  (табл. 4.5).

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = Nu \lambda / d = 115 \cdot 0,0395 / 0,0445 = 102 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где  $\lambda = 0,0395 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  — коэффициент теплопроводности воздуха при  $200^\circ\text{C}$  (табл. XXX).

б) Течение воздуха в межтрубном пространстве теплообменника с поперечными перегородками в кожухе.

Если задана расчетная скорость, то расчет аналогичен предыдущему, но в формулы для определения  $Nu$  или  $\alpha$  вводится коэффициент  $\epsilon_{\varphi} = 0,6$  (см. стр. 157):

$$\epsilon_{\varphi} \alpha = 0,6 \cdot 102 = 61 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

**Пример 4.19.** В вертикальном кожухотрубчатом теплообменнике, состоящем из 61 трубы диаметром  $32 \times 2,5$  мм и высотой 1,25 м, стекает сверху тонкой пленкой по внутренней поверхности труб  $13 \text{ м}^3/\text{ч}$  четыреххлористого углерода. Средняя температура четыреххлористого углерода  $50^\circ\text{C}$ , температура внутренней поверхности труб  $24^\circ\text{C}$ .

Определить коэффициент теплоотдачи от четыреххлористого углерода к стенке в двух случаях: а) четыреххлористый углерод стекает тонкой пленкой по внутренней поверхности труб; б) четыреххлористый углерод проходит по трубам, заполняя все их поперечное сечение.

**Решение.** а) Стеkanie пленкой. В зависимости от режима течения коэффициент теплоотдачи будем определять по одной из формул (4.41) или (4.42). В обеих формулах значения физико-химических констант надо брать при температуре пограничного слоя (пленки):

$$t_{пл} = (t_{ср. ж} + t_{ст})/2 = (50 + 24)/2 = 37 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Критерий Рейнольдса [формула (4.43)]:

$$Re = \frac{4G}{\pi d \mu} = \frac{4 \cdot 13 \cdot 1560}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,027 \cdot 61 \cdot 0,77 \cdot 10^{-3}} = 5660 > 2000.$$

Здесь  $\mu = 0,77 \cdot 10^{-3}$  Па·с — динамический коэффициент вязкости четыреххлористого углерода при  $37 \text{ }^\circ\text{C}$  (табл. IX).

Стеkanie пленки турбулентное. Применим формулу (4.41):

$$Ga = \frac{H^3 \rho^2 g}{\mu^2} = \frac{1,25^3 \cdot 1560^2 \cdot 9,81}{0,77^2 \cdot 10^{-6}} = 78,6 \cdot 10^{12}.$$

При  $37 \text{ }^\circ\text{C}$  находим по номограмме (рис. XIII)  $Pg = 6$ . Тогда

$$Nu = 0,01 (GaPgRe)^{1/3} = 0,01 (78,6 \cdot 10^{12} \cdot 6 \cdot 5660)^{1/3} = 13\,900,$$

откуда

$$\alpha_{пл} = Nu \lambda / H = 13\,900 \cdot 0,109 / 1,25 = 1210 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где  $\lambda = 0,109$  Вт/(м<sup>2</sup>·К) — коэффициент теплопроводности четыреххлористого углерода при  $37 \text{ }^\circ\text{C}$ .

б) Сплошное заполнение труб. Скорость течения четыреххлористого углерода:

$$w = \frac{13}{61 \cdot 0,785 \cdot 0,027^2 \cdot 3600} = 0,103 \text{ м/с}.$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re = w d \rho / \mu = 0,103 \cdot 0,027 \cdot 1536 / (0,65 \cdot 10^{-3}) = 6570,$$

где  $1536$  кг/м<sup>3</sup> — плотность четыреххлористого углерода при  $50 \text{ }^\circ\text{C}$  (табл. IV);  $0,65 \cdot 10^{-3}$  Па·с — вязкость четыреххлористого углерода при  $50 \text{ }^\circ\text{C}$  (табл. IX).

Критерий Рейнольдса  $Re = 6570$ , следовательно, режим движения соответствует переходной области.

Из графика (рис. 4.1) для  $Re = 6,6 \cdot 10^3$  имеем:

$$Nu = 22,6 P_{г}^{0,43} (P_{г}/P_{гст})^{0,25} = 22,6 \cdot 5,4^{0,43} (5,4/6)^{0,25} = 40.$$

Здесь  $P_{г} = 5,4$  — критерий Прандтля для четыреххлористого углерода при  $50 \text{ }^\circ\text{C}$  (рис. XIII);  $P_{г} = 6,6$  — то же при  $24 \text{ }^\circ\text{C}$  (рис. XIII).

Коэффициент теплоотдачи при полном заполнении трубок жидкостью:

$$\alpha = Nu \lambda / d = 40 \cdot 0,10 / 0,027 \approx 150 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где  $\lambda = 0,10 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$  — теплопроводность четыреххлористого углерода при  $50^\circ \text{C}$  (рис. X).

Отношение  $\alpha_{\text{пл}}/\alpha = 1210/150 \approx 8$ .

Таким образом, в условиях данного примера коэффициент теплоотдачи при стекании четыреххлористого углерода тонкой пленкой в 8 раз больше коэффициента теплоотдачи при сплошном заполнении всех трубок теплообменника жидкостью.

**Пример 4.20.** Изопропиловый спирт нагревается в баке в условиях свободной конвекции горячей водой, подаваемой насосом через ряд горизонтальных труб наружным диаметром 30 мм. Определить коэффициент теплоотдачи для изопропилового спирта, если его средняя температура  $60^\circ \text{C}$ , а средняя температура наружной поверхности труб  $70^\circ \text{C}$ .

**Решение.** Коэффициент теплоотдачи при свободном движении жидкости около горизонтальных труб рассчитываем по формуле (4.46):

$$Nu = 0,5 (GrPr)^{0,25} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}.$$

Значения констант, входящих в критерий  $Gr = d^3 \rho^2 \beta \Delta t g / \mu^3$ , для определяющей температуры  $60^\circ \text{C}$ :  $\rho = 752 \text{ кг}/\text{м}^3$  (табл. IV);  $\mu = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  (табл. IX). Величину  $\beta \Delta t$  находим по уравнению:

$$\beta \Delta t = (v_{t_2} - v_{t_1}) / v_{t_1},$$

где  $v_{t_2}$  — удельный объем изопропилового спирта при  $70^\circ \text{C}$ ;  $v_{t_1}$  — то же при  $60^\circ \text{C}$ .

Удельные объемы можно рассчитать по уравнению:

$$v_t = v_0 (1 + at + bt^2 + ct^3).$$

В справочнике [13, т. 1] для изопропилового спирта даны следующие значения коэффициентов (округленно):  $a = 1,043 \times 10^{-3}$ ;  $b = 0,443 \cdot 10^{-6}$ ;  $c = 2,73 \cdot 10^{-8}$ . Тогда

$$\begin{aligned} \beta \Delta t &= \frac{a(t_2 - t_1) + b(t_2^2 - t_1^2) + c(t_2^3 - t_1^3)}{1 + at_1 + bt_1^2 + ct_1^3} = \\ &= \frac{1,043 \cdot 10^{-3} (70 - 60) + 0,443 \cdot 10^{-6} (70^2 - 60^2) + 2,73 \cdot 10^{-8} (70^3 - 60^3)}{1 + 1,043 \cdot 10^{-3} \cdot 60 + 0,443 \cdot 10^{-6} \cdot 60^2 + 2,73 \cdot 10^{-8} \cdot 60^3} = \\ &= 0,0135. * \end{aligned}$$

Критерий Грасгофа:

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^3} = \frac{0,03^3 \cdot 752^2 \cdot 0,0135 \cdot 9,81}{(0,8 \cdot 10^{-3})^3} = 3,16 \cdot 10^6.$$

\* По табл. IX [13]  $\beta = 1,12 \cdot 10^{-3} \text{ К}^{-1}$  и  $\beta \Delta t = 0,0112$ .

По номограмме (рис. XIII) находим для изопропилового спирта: при 60 °С  $Pr = 19$ ; при 70 °С  $Pr_{ст} = 16,5$ . Следовательно,

$$Nu = 0,5 (GrPr)^{0,25} (Pr/Pr_{ст})^{0,25} = 0,5 (3,16 \cdot 10^6 \cdot 19)^{0,25} (19/16,5)^{0,25} = 46.$$

Коэффициент теплопроводности изопропилового спирта при 60 °С находим по формуле (4.8):

$$\lambda_t = \lambda_0 [1 - \varepsilon (t - 0)] = 0,154 [(1 - 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 60)] = 0,141 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)},$$

где  $\lambda_0 = 0,154 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$  — коэффициент теплопроводности изопропилового спирта при 0 °С [13, т. 1];  $\varepsilon = 1,4 \cdot 10^{-3}$  (принимается как для пропилового спирта).

Коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = Nu \lambda_t / d = 46 \cdot 0,141 / 0,03 = 216 \text{ (Вт/(м}^2 \cdot \text{К))}.$$

**Пример 4.21.** Определить коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося насыщенного пара бензола к наружной поверхности пучка вертикальных труб при атмосферном давлении. Температура стенки трубы 75 °С. Высота трубок в конденсаторе 4 м.

**Решение.** Коэффициент теплоотдачи при конденсации насыщенного пара бензола находим по формуле (4.52):

$$\alpha_{\text{конд}} = 2,04 \varepsilon_t \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r}{\mu \Delta t H}}.$$

Физические свойства жидкого бензола при температуре конденсации 80,2 °С:  $\lambda = 0,13 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$  (рис. X);  $\rho = 815 \text{ кг/м}^3$  (табл. IV);  $\mu = 0,316 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  (табл. IX);  $r = 384 \text{ кДж/кг}$  (табл. XLV). Значение  $\varepsilon_t$  принимаем равным 1 — см. пояснение к формуле (4.50). Следовательно,

$$\alpha = 2,04 \sqrt[4]{\frac{0,13^3 \cdot 815^2 \cdot 384 \cdot 10^3}{0,316 \cdot 10^{-3} \cdot 5,2 \cdot 4}} = 1102 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

где 5,2 К = 5,2 °С — разность температуры конденсации и температуры стенки (80,2 — 75).

**Пример 4.22.** В вертикальных трубах испарителя (куб ректификационной колонны) кипит толуол с небольшим содержанием бензола при средней температуре 110 °С. Температура конденсирующегося водяного пара (в межтрубном пространстве) 136 °С. Диаметр труб 25 × 2 мм.

Определить коэффициент теплопередачи.

Принять коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара к стенке  $\alpha_1 = 10\,000 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ , температуру поверхности стенки, соприкасающейся с толуолом,  $t_{ст.2} = 128,5 \text{ °С}$ . Влияние примеси бензола на теплоотдачу не учитывать.

Решение. Коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящему толуолу по формуле (4.62):

$$\alpha_2 = \alpha_{\text{кип}} = b^3 \frac{\lambda_T^2 \rho_T (\Delta T_{\text{кип}})^2}{\mu_T \sigma T_{\text{кип}}} =$$

$$= \frac{0,093^3 \cdot 0,116^2 \cdot 777 (128,5 - 110)^2}{0,251 \cdot 10^{-3} \cdot 18,35 \cdot 10^{-3} (273 + 110)} = 1630 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Здесь физические свойства жидкого толуола при  $t_{\text{кип}} = 110^\circ\text{C}$ :  $\rho_T = 777 \text{ кг}/\text{м}^3$  (табл. IV);  $\lambda_T = 0,116 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  (рис. X);  $\mu_T = 0,251 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  (табл. IX);  $\sigma = 18,35 \cdot 10^{-3} \text{ Н}/\text{м}$  — поверхностное натяжение толуола при  $110^\circ\text{C}$  (табл. XXIV). Плотность паров толуола  $\rho_{\text{п}} = \frac{92,1 \cdot 273}{22,4 (273 + 110)} = 2,9 \text{ кг}/\text{м}^3$  (92,1 кг/кмоль — молярная масса толуола). Движущая сила процесса:  $\Delta T_{\text{кип}} = 128,5 - 110 = 18,5^\circ\text{C} = 18,5 \text{ К}$ . Коэффициент  $b = 0,093$  (из рис. 4.10).

Принимаем тепловые проводимости загрязнений стенки со стороны пара и толуола по  $1/r = 5800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$  (табл. XXXI). Коэффициент теплопроводности стали  $\lambda = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  (табл. XXVIII). Тогда

$$\frac{1}{\sum r_{\text{ст}}} = \frac{1}{\frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800}} = 2580 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{10000} + \frac{1}{2580} + \frac{1}{1630}} = 910 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Средняя разность температур при кипении:  $\Delta t_{\text{ср}} = 136 - 110 = 26^\circ\text{C} = 26 \text{ К}$ . Тогда плотность теплового потока:

$$q = K \Delta t_{\text{ср}} = 910 \cdot 26 = 23600 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Для определения коэффициента теплоотдачи от стенки к кипящей в большом объеме жидкости можно также использовать следующие формулы:

1) по С. С. Кутателадзе [4.2],

$$\text{Nu}_{\text{исп}} = 7,0 \cdot 10^{-4} (\text{Re} K_p)^{0,7} \text{Pr}^{0,35},$$

где  $\text{Nu} = \alpha_{\text{кип}} i / \lambda$ ;  $\text{Re} = q i \rho_{\text{ж}} / (r \rho_{\text{п}} \nu_{\text{ж}})$ ;  $K_p = \dot{p} l / \sigma$ ;  $\text{Pr} = \nu_{\text{ж}} / a_{\text{ж}} = \mu c_p / \lambda$ ;  $i = \sqrt{\sigma / [g (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})]}$  — определяющий линейный размер (см. стр. 165).

Для плотности теплового потока  $q = 20000 \text{ Вт}/\text{м}^2$ :

$$\text{Re} = q \frac{1,555 \cdot 10^{-3} \cdot 777}{362,5 \cdot 10^3 \cdot 2,9 \cdot 0,251 \cdot 10^{-3}} = 4,578 \cdot 10^{-3} q;$$

$$i = \sqrt{\frac{18,35 \cdot 10^{-3}}{9,81 (777 - 2,9)}} = 1,555 \cdot 10^{-3} \text{ м};$$

$$K_p = 1,013 \cdot 10^6 \cdot 1,555 \cdot 10^{-3} / 18,35 \cdot 10^{-3} = 8584;$$

$$\text{Pr} = \frac{0,251 \cdot 10^{-3} \cdot 0,45 \cdot 4190}{0,116} = 4,08,$$

где  $c_p = 0,45 \cdot 4190 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ .

Тогда  $Nu_{исп} = 15,34$ , откуда

$$\alpha_{вип} = \frac{Nu_{исп} \lambda}{l} = \frac{15,34 \cdot 0,116}{1,555 \cdot 10^{-3}} = 1145 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

2) По А. М. Кутепову [4.5],

$$Nu_{исп} = C (\text{Re} K_l^{0,63} K_\sigma^{0,5})^n \text{ или } Nu_{исп} = CN^n,$$

где  $N = \text{Re} K_l^{0,63} K_\sigma^{0,5}$ .

При  $N \geq 10^7$   $C = 3,2 \cdot 10^{-5}$  и  $n = 0,7$ , при  $10^5 < N < 10^7$   $C = 0,101$  и  $n = 0,25$ .

$$\text{Здесь } Nu_{исп} = \alpha l / \lambda_{ж}; \quad \text{Re} = \frac{q l}{r \rho_{ж} a} = \text{RePr};$$

$$K_l = \frac{\rho_{п}}{\rho_{ж}} \frac{\rho_{п}}{\rho_{ж} - \rho_{п}} \frac{r}{c_p T_{п}} \frac{r}{g \sqrt{\sigma / (g (\rho_{ж} - \rho_{п}))}}; \quad K_\sigma = \frac{r}{g \sqrt{\sigma / (g (\rho_{ж} - \rho_{п}))}}.$$

Для  $q = 20\,000 \text{ Вт/м}^2$ :

$$\text{Re} = 4,578 \cdot 10^{-3} \cdot 20\,000 = 91,56; \quad \text{Re} = \text{RePr} = 91,56 \cdot 4,08 = 373,6;$$

$$K_l = \frac{2,9}{777} \frac{2,9}{777} - 2,9 \frac{362,5 \cdot 10^3}{0,45 \cdot 4190 (273 + 110)} \times$$

$$\times \frac{362,5 \cdot 10^3}{9,81 \sqrt{18,35 \cdot 10^{-3} [9,81 (777 - 2,9)]}} = 174; \quad K_l^{0,63} = 25,76;$$

$$K_\sigma = \frac{r}{g \sqrt{\sigma / (g (\rho_{ж} - \rho_{п}))}} = \frac{r}{g l} = \frac{362,5 \cdot 10^3}{9,81 \cdot 1,555 \cdot 10^{-3}} = 23,79 \cdot 10^6;$$

$$K_\sigma^{0,5} = 4,877 \cdot 10^3;$$

$$N = \text{Re} K_l^{0,63} K_\sigma^{0,5} = 373,6 \cdot 25,76 \cdot 4,877 \cdot 10^3 = 4,68 \cdot 10^7.$$

Для этих значений  $N$ :  $C = 3,2 \cdot 10^{-5}$ ;  $n = 0,75$ . Тогда

$$Nu_{исп} = CN^n = 3,2 \cdot 10^{-5} \cdot 565\,800 = 18,106,$$

откуда

$$\alpha_{вип} = \frac{Nu_{исп} \lambda}{l} = 18,106 \frac{0,116}{1,555 \cdot 10^{-3}} = 1350 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Расхождение расчетных данных по приведенным формулам  $\pm 20\%$ .

**Пример 4.23.** Метиловый спирт (100 %) нагревается в трубном пространстве одноходового кожухотрубчатого теплообменника от 15 до 40 °С. Противотоком в межтрубном пространстве течет вода, которая охлаждается от 90 до 40 °С. Теплообменник состоит из 111 стальных труб диаметром 25×2 мм. Скорость метилового спирта в трубах 0,75 м/с.

Определить необходимую поверхность теплопередачи теплообменника и длину трубчатки, если принять коэффициент теплоотдачи от воды к стенке  $840 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ , суммарную тепловую проводимость обеих загрязненных стенки  $1700 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$  и среднюю температуру загрязненной поверхности стенки со стороны спирта  $38^\circ \text{С}$ .

**Решение.** Средняя разность температур:

$$90 \rightarrow 40$$

$$40 \leftarrow 15$$

$$\overline{\Delta t_5} = 50 \quad \overline{\Delta t_M} = 25.$$

Отношение  $\Delta t_5/\Delta t_M = 50/25 = 2$ , следовательно, можно принять среднюю арифметическую разность температур  $\Delta t_{\text{ср}} = 0,5(50 + 25) = 37,5 \text{ К}$ .

Средняя температура спирта:

$$t_2 = 0,5(40 + 15) = 27,5^\circ \text{С}.$$

Массовый расход спирта:

$$\bar{G}_2 = n \cdot 0,785 d_2^2 \omega_2 \rho_2 = 111 \cdot 0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 0,75 \cdot 785 = 22,6 \text{ кг/с},$$

где  $\rho_2 = 785 \text{ кг/м}^3$  — плотность метилового спирта при  $27,5^\circ \text{С}$  (табл. IV).

Количество передаваемой теплоты:

$$Q = \bar{G}_2 c_2 (t_{\text{кон. 2}} - t_{\text{нач. 2}}) = 22,6 \cdot 2520 (40 - 15) = 1,424 \cdot 10^6 \text{ Вт},$$

где  $c_2 = 2520 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$  — удельная теплоемкость спирта при  $27,5^\circ \text{С}$  (рис. XI).

Критерий Рейнольдса для спирта:

$$\text{Re}_2 = \frac{\omega_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{0,75 \cdot 0,021 \cdot 785}{0,53 \cdot 10^{-3}} = 23000.$$

Здесь  $\mu_2 = 0,53 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  — динамический коэффициент вязкости спирта при  $27,5^\circ \text{С}$  (табл. IX).

Критерий Прандтля для спирта:

$$\text{Pr} = c_2 \mu_2 / \lambda_2 = 2520 \cdot 0,53 \cdot 10^{-3} / 0,212 = 6,3,$$

где  $\lambda_2 = 0,212 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  — коэффициент теплопроводности спирта при  $27,5^\circ \text{С}$  (рис. X).

Режим течения спирта турбулентный, поэтому принимаем для расчета формулу (4.17), полагая  $\varepsilon_t = 1$ :

$$\text{Nu}_2 = 0,021 \text{Re}_2^{0,8} \text{Pr}_2^{0,43} (\text{Pr}_2 / \text{Pr}_{\text{ст}})^{0,25} = 0,021 \cdot 23000^{0,8} \cdot 6,3^{0,43} (6,3/5,94)^{0,25} = 145.$$

Здесь

$$\text{Pr}_{\text{ст}} = (c_2 \mu_2 / \lambda_2)_{\text{ст}} = 2589 \cdot 0,48 \cdot 10^{-3} / 0,209 = 5,94,$$

где  $c_2$ ,  $\mu_2$  и  $\lambda_2$  определены при  $t_{\text{ст}} = 38^\circ \text{С}$ .

Тогда

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \lambda_2}{d_2} = \frac{145 \cdot 0,212}{0,021} = 1460 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \sum r_{загр} + \frac{1}{\alpha_2}} =$$
$$= \frac{1}{\frac{1}{840} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{1700} + \frac{1}{1460}} = 400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где  $\lambda_{ст} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  — коэффициент теплопроводности стали (табл. XXVIII),

Поверхность теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{ср}} = \frac{1,424 \cdot 10^6}{400 \cdot 37,5} = 95 \text{ м}^2.$$

Длина трубчатки по среднему диаметру труб:

$$L = \frac{F}{\pi n d_{ср}} = \frac{95}{111 \cdot 3,14 \cdot 0,023} = 11,85 \text{ м}.$$

Здесь  $d_{ср} = (0,025 + 0,021)/2 = 0,023 \text{ м}$ .

По ГОСТ 15122—79 для теплообменника с кожухом 400 мм и числом труб 111 трубчатка имеет длину 2; 3; 4 и 6 м. Чтобы обеспечить запас поверхности теплообмена, принимаем 5 аппаратов с трубчаткой длиной 3 м.

Запас поверхности теплообмена будет равен:

$$\psi = \frac{3 \cdot 5 - 11,85}{11,85} 100 = 26\%.$$

Для принятых теплообменников  $L/d = 3000/25 = 120 \gg 50$ . Следовательно, величина  $\epsilon_l = 1$  принята правильно.

**Пример 4.24.** Воздух подогревается в трубном пространстве двухходового кожухотрубчатого теплообменника с 2 до 90 °С при среднем давлении (абсолютном) 810 мм рт. ст. Объемный расход воздуха при нормальных условиях (0 °С и 760 мм рт. ст.) составляет  $v_0 = 8290 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Общее число труб — 450, на один ход трубного пространства — 225. Диаметр труб равен  $38 \times 2 \text{ мм}$ . В межтрубное пространство подается насыщенный водяной пар под давлением (абсолютным) 2 кгс/см<sup>2</sup> (~0,2 МПа).

Определить необходимую поверхность теплообмена и длину трубки. Принять коэффициент теплопередачи равным коэффициенту теплоотдачи воздуха.

**Решение.** Массовый расход воздуха:

$$\bar{G}_2 = v_0 \rho_0 / 3600 = 8290 \cdot 1,293 / 3600 = 2,98 \text{ кг/с},$$

где  $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$  — плотность воздуха при нормальных условиях (табл. V).



Средняя разность температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(119,6 - 2) - (119,6 - 90)}{2,3 \lg \frac{119,6 - 2}{119,6 - 90}} = \frac{88}{2,3 \lg 3,973} = 63,79 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Средняя температура воздуха:

$$t_{cp, 2} = t_{конд} - \Delta t_{cp} = 119,6 - 63,79 \approx 55,8 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Плотность воздуха при средних рабочих условиях:

$$\rho_2 = \rho_0 \frac{p T_0}{\rho_0 T} = 1,293 \frac{810 \cdot 273}{760 (273 + 55,8)} = 1,144 \text{ кг/м}^3.$$

Объемный расход воздуха при средних рабочих условиях:

$$v_2 = \bar{G}_2 / \rho_2 = 2,98 / 1,144 = 2,6 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Скорость воздуха в трубах:

$$w_2 = \frac{v_2}{f_2} = \frac{2,6}{225 \cdot 0,785 \cdot 0,034^2} = 12,76 \text{ м/с},$$

где  $f_2$  — площадь поперечного сечения труб (на один ход).

Критерий Рейнольдса для воздуха при  $55,8 \text{ }^\circ\text{C}$ :

$$Re_2 = \frac{w_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{12,76 \cdot 0,034 \cdot 1,144}{0,02 \cdot 10^{-3}} = 24 \text{ }800,$$

Здесь  $\mu_2 = 0,02 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$  — динамический коэффициент вязкости для воздуха при  $55,8 \text{ }^\circ\text{C}$  (рис. VI).

Режим движения воздуха турбулентный [формула (4.22)]:

$$Nu_2 = 0,018 Re_2^{0,8} \epsilon_l = 0,018 \cdot 24 \text{ }800^{0,8} \cdot 1 = 59.$$

Следовательно,

$$\alpha_2 = Nu_2 \lambda_2 / d_2 = 59 \cdot 0,0284 / 0,034 = 49,3 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Здесь  $\lambda_2 = 0,0284 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$  — коэффициент теплопроводности воздуха при  $55,8 \text{ }^\circ\text{C}$  (табл. XXX). Величину  $\epsilon$  принимаем равной 1, предполагая, что  $L/d$  будет больше 50.

Количество передаваемой теплоты:

$$Q = \bar{G}_2 c_2 (t_{кон. 2} - t_{нач. 2}) = 2,98 \cdot 1006 (90 - 2) = 263 \text{ }800 \text{ Вт},$$

где  $c_2 = 1006 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$  — удельная теплоемкость воздуха при  $55,8 \text{ }^\circ\text{C}$  (табл. XXVII).

Поверхность теплообмена (по заданию  $K \approx \alpha_2$ ):

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{263 \text{ }800}{49,3 \cdot 63,79} = 83,9 \text{ м}^2,$$

Ввиду того, что коэффициент теплоотдачи для воздуха много меньше коэффициента теплоотдачи для пара ( $\alpha_2 \ll \alpha_1$ ), расчет-

ную поверхность определяем по внутреннему диаметру труб  $d = 0,034$  м.

Длина трубчатки по расчету:

$$L = \frac{F}{225 \cdot \pi \cdot 0,034} = \frac{83,9}{225 \cdot 3,14 \cdot 0,034} = 3,49 \text{ м.}$$

По ГОСТ 15121—79 длины трубчатки для двухходового кожухотрубчатого теплообменника с диаметром кожуха 800 мм и числом труб 450/225 составляют 2; 3; 4 и 6 м. Принимаем  $L = 4$  м.

Запас поверхности теплообмена:

$$\varphi = \frac{4 - 3,49}{3,49} 100 \approx 15\%.$$

Проверка принятой величины  $\varepsilon_l$ :

$$L/d = 4000/34 = 117 > 50.$$

Таким образом, величина  $\varepsilon_l = 1$  была принята правильно.

**Пример 4.25.** В выпарном аппарате со стальными трубами высотой 4 м и толщиной стенок  $\delta = 2$  мм кипит под разрежением 0,64 кгс/см<sup>2</sup> при средней температуре 80 °С 20% водный раствор аммиачной селитры. Греющий пар имеет давление (абсолютное) 1,1 кгс/см<sup>2</sup> ( $\sim 0,11$  МПа).

Определить удельную тепловую нагрузку и коэффициент теплопередачи.

**Решение.** Температура конденсации греющего пара 101,7 °С (табл. LVII). Средняя разность температур:

$$\Delta t_{ср} = 101,7 - 80 = 21,7 \text{ °С} = 21,7 \text{ К.}$$

Коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося греющего водяного пара находим по формуле (4.55):

$$\begin{aligned} \alpha_{п} &= 1,21\lambda \left( \frac{\rho^2 r g}{\mu H} \right)^{1/3} q^{-1/3} = \\ &= 1,21 \cdot 0,683 \left( \frac{957^2 \cdot 2257 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,278 \cdot 10^{-3} \cdot 4} \right)^{1/3} q^{-1/3} = 2,17 \cdot 10^5 q^{-0,33}. \end{aligned}$$

Физико-химические свойства конденсата взяты из табл. XXXIX. Для 20% раствора аммиачной селитры при 80 °С [5.1]:  $\lambda = 0,445 \cdot 1,16 = 0,517$  Вт/(м·К);  $\rho_{ж} = 1051$  кг/м<sup>3</sup>;  $\mu = 41 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 0,402 \cdot 10^{-3}$  Па·с;  $\sigma = 65,3 \cdot 10^{-3}$  Н/м (принимая такое же изменение  $\sigma$  с температурой, как у воды);  $\rho_{п} = \frac{18 \cdot 273 \cdot 0,36}{22,4 \cdot 353 \cdot 1} = 0,224$  кг/м<sup>3</sup> (где  $\rho_0 = M/22,4 = 18/22,4$ ).

Коэффициент теплоотдачи для кипящего раствора находим по формуле (4.62):

$$\alpha_p = b \left( \frac{\lambda^2 \rho_{жк}}{\mu \sigma T_{кип}} \right)^{1/3} q^{2/3} =$$

$$= 0,078 \left( \frac{0,517^2 \cdot 1051}{0,402 \cdot 10^{-3} \cdot 65,3 \cdot 10^{-3} \cdot 353} \right)^{1/3} q^{2/3} = 2,43q^{0,67}.$$

Здесь значение коэффициента  $b = 0,078$  определено при  $\rho_{жк}/\rho_{п} = 1051/0,224 = 4700$  по формуле (4.62а):

$$b = 0,075 \left[ 1 + 10 \left( \frac{\rho_{жк}}{\rho_{п}} - 1 \right)^{-2/3} \right].$$

Сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений (табл. XXVIII и XXXI):

$$\sum r_{ст} = \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + r_{загр.1} + r_{загр.2} =$$

$$= \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800} + \frac{1}{5800} = 3,88 \cdot 10^{-4} \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт},$$

где  $\lambda_{ст} = 46,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$  — коэффициент теплопроводности стали (табл. XXVIII).

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{п}} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_p}} = \frac{1}{\frac{1}{2,17 \cdot 10^5 q^{-0,33}} + 3,88 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2,43 q^{0,67}}}.$$

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K \Delta t_{ср} = \frac{21,7}{0,461 \cdot 10^{-5} q^{0,33} + 3,88 \cdot 10^{-4} + 0,412 q^{-0,67}}.$$

Откуда

$$0,461 \cdot 10^{-5} q^{1,33} + 3,88 \cdot 10^{-4} q + 0,412 q^{0,33} - 21,7 = 0.$$

Это уравнение решаем графически, задаваясь значениями  $q$  (рис. 4.16),  $y$  — левая часть уравнения. При  $y = 0$  находим  $q = 21\,000 \text{ Вт/м}^2$ .

Коэффициент теплопередачи:

$$K = q/\Delta t_{ср} = 21\,000/21,7 = 968 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

**Пример 4.26.** Определить поверхность противоточного теплообменника, в котором горячая жидкость (поглотительное масло) в количестве 3 т/ч охлаждается от 100 до 25 °С холодной жидкостью, нагревающейся от 20 до 40 °С. Известно, что коэф-

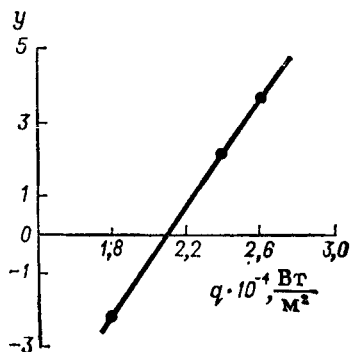


Рис. 4.16. Графическое определение  $q$  (к примеру 4.25).

коэффициент теплопередачи следующим образом изменяется с температурой масла:

$T, ^\circ\text{C}$	100	80	60	40	30	25
$K, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$	354	350	342	308	232	166

Удельная теплоемкость масла  $1,67 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ .

**Решение.** По условию задачи коэффициент теплопередачи сильно меняется вдоль поверхности теплообмена, поэтому среднюю логарифмическую разность температур применить нельзя. Воспользуемся уравнением теплопередачи в дифференциальной форме:

$$G_{\text{г}} c_{\text{г}} dT = -K (T - t) dF,$$

откуда

$$F = -G_{\text{г}} c_{\text{г}} \int_{T_{\text{н}}}^{T_{\text{к}}} \frac{dT}{K (T - t)} = G_{\text{г}} c_{\text{г}} \int_{T_{\text{к}}}^{T_{\text{н}}} \frac{dT}{K (T - t)},$$

где  $T, t$  — температура горячей и холодной жидкости соответственно.

Интеграл  $\int_{T_{\text{к}}}^{T_{\text{н}}} \frac{dT}{K (T - t)}$  решаем графическим путем.

Предварительно найдем данные, необходимые для построения графика с ординатой  $\frac{1}{K (T - t)}$  и абсциссой — температурой горячей жидкости  $T$ . Сначала из уравнения теплового баланса

$$G_{\text{г}} c_{\text{г}} (T_{\text{н}} - T) = G_{\text{х}} c_{\text{х}} (t_{\text{к}} - t)$$

определим отношение:

$$\frac{G_{\text{г}} c_{\text{г}}}{G_{\text{х}} c_{\text{х}}} = \frac{t_{\text{к}} - t_{\text{н}}}{T_{\text{н}} - t_{\text{к}}} = \frac{40 - 20}{100 - 25} = 0,267.$$

Следовательно,

$$t = t_{\text{н}} - \frac{G_{\text{г}} c_{\text{г}}}{G_{\text{х}} c_{\text{х}}} (T_{\text{н}} - T) = 40 - 0,267 (100 - T).$$

Задавая значениями  $T$ , находим по этому уравнению соответствующие температуры холодной жидкости  $t$ . Полученные данные сводим в табл. 4.9.

По данным табл. 4.9 строим график (рис. 4.17). Площадь под кривой  $S = \int_{T_{\text{к}}}^{T_{\text{н}}} \frac{dT}{K (T - t)}$  определяем приближенно по формуле трапеций:

$$S = \frac{T_{\text{н}} - T_{\text{к}}}{n} \left( \frac{y_0 + y_n}{2} + y_1 + y_2 + \dots + y_{n-1} \right).$$

$T$	$t$	$T - t$	$K$	$\frac{1}{K(T-t)} \cdot 10^4$
100	40,0	60,0	354	0,47
80	34,7	45,3	350	0,63
60	29,3	30,7	342	0,95
40	24,0	16,0	308	2,30
30	21,3	8,7	232	4,96
25	20,0	5,0	166	12,07

Примем  $n = 10$  и составим табл. 4.10, взяв из графика значения ординат  $y$ . По данным табл. 4.10 находим:

$$S = \frac{T_n - T_k}{n} \left( \frac{y_0 + y_n}{2} + \sum_1^{n-1} y \right) =$$

$$= \frac{100 - 25}{10} \left( \frac{12,07 + 0,47}{2} + 12,2 \right) 10^{-4} = 138 \cdot 10^4 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт.}$$

Требуемая площадь поверхности теплообмена:

$$F = G_{гг} \int_{T_k}^{T_n} \frac{dT}{K(T-t)} = \frac{3000}{3600} 1,67 \cdot 10^3 \cdot 138 \cdot 10^{-4} = 19,2 \text{ м}^2.$$

Если определить площадь под кривой более точно (планиметрированием), получим  $F = 18,9 \text{ м}^2$ .

Для сравнения рассчитаем требуемую поверхность теплообмена, если принять постоянным значение коэффициента теплопередачи  $K$  (при средней температуре) и применить среднюю логарифмическую разность температур:

$$100 \rightarrow 25$$

$$40 \leftarrow 20$$

$$\overline{\Delta t_0} = 60 \quad \overline{\Delta t_m} = 5;$$

$$\Delta t_{ср} = \frac{60 - 5}{2,3 \lg(60/5)} = 22,2 \text{ }^\circ\text{C} =$$

$$= 22,2 \text{ К.}$$

Средняя температура охлаждаемой жидкости:

$$T_{ор} = t_{ор} + \Delta t_{ср} = 30 + 22,2 = 52,2 \text{ }^\circ\text{C.}$$

При этой температуре  $K = 329 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

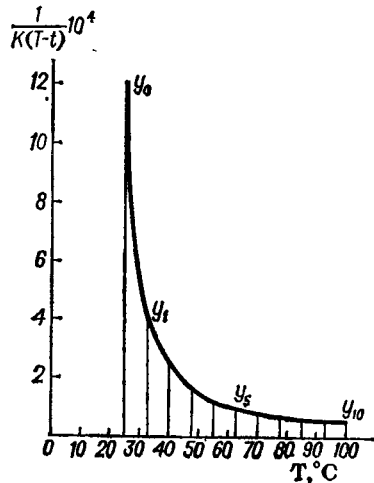


Рис. 4.17 (к примеру 4.26),

$T, ^\circ\text{C}$	Номер ординаты	$y = \frac{1}{K(T-t)} 10^4$	$T, ^\circ\text{C}$	Номер ординаты	$y = \frac{1}{K(T-t)} 10^4$
25	0	12,07	70	6	0,74
32,5	1	3,85	77,5	7	0,65
40	2	2,30	85	8	0,58
47,5	3	1,60	92,5	9	0,50
55	4	1,13	100	10	0,47
62,5	5	0,85			

Расход передаваемой теплоты:

$$Q = \frac{3000}{3600} 1,67 \cdot 10^3 (100 - 25) = 104\,500 \text{ Вт.}$$

Площадь поверхности теплообмена:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{104\,500}{329 \cdot 22,2} = 14,3 \text{ м}^2.$$

Как видим, расчет по этому методу дает большую ошибку в сторону уменьшения требуемой поверхности теплопередачи.

**Пример 4.27.** Толуол (горячая жидкость) в количестве  $G_r = 1400$  кг загружен в сосуд, в котором имеется змеевик. Через змеевик пропускается вода (холодная жидкость). Толуол охлаждается от температуры  $T_1 = 105$  до  $T_2 = 25$  °С в течение  $\tau$  ч. Вода повышает свою температуру от  $t_1 = 13$  °С до  $t$ . Конечная температура воды в периодическом процессе все время уменьшается по мере понижения температуры толуола. В конце процесса охлаждения толуола через  $\tau$  ч температура  $t$  станет равной  $t_2$  ( $< T_2$ ).

Сколько времени  $\tau$  потребуется для охлаждения толуола и каков будет общий расход воды  $G_x$ , если поверхность теплопередачи змеевика  $F = 3,2$  м<sup>2</sup>, а значение коэффициента теплопередачи принять постоянным и равным  $K = 255$  Вт/(м<sup>2</sup>·К)?

**Решение.** Схема процесса:

в сосуде (толуол охлаждается):  $T_1 = 105$  °С, через  $\tau$  ч  $T_2 = 25$  °С;  
в змеевике (вода нагревается):  $t_1 = 13$  °С, через  $\tau$  ч  $t_2 = ?$

Принимаем  $t_2 = 18$  °С.

Уравнение теплопередачи:

$$Q = KF \Delta t_{\text{ср. охл.}}$$

Средняя разность температур для периодического процесса охлаждения жидкости в сосуде [1]:

$$\Delta t_{\text{ср. охл.}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}} \left( \frac{A - 1}{A \ln A} \right) =$$

$$= \frac{105 - 25}{\ln \frac{105 - 13}{25 - 13}} \left( \frac{1,714 - 1}{1,714 \ln 1,714} \right) = 30,36 \text{ } ^\circ\text{C} = 30,36 \text{ К.}$$

Величина  $A$  постоянна для всего процесса охлаждения. Для любого момента времени, когда температура охлаждаемой жидкости равна  $T$ :

$$A = \frac{T - t_1}{T - t_2}.$$

При расчете поверхности теплообмена принимаем  $T = T_2 = 25^\circ\text{C}$ :

$$A = \frac{T_2 - t_1}{T_2 - t_2} = \frac{25 - 13}{25 - 18} = 1,714.$$

Средняя конечная температура охлаждающей жидкости (воды):

$$t_{2cp} = \Delta t_{cp. \text{охл}} \ln A + t_1 = 30,36 \ln 1,714 + 13 = 29,35^\circ\text{C}.$$

Количество теплоты, отдаваемое толуолом воде:

$$Q = G_{Tc_T} (T_1 - T_2) = 1400 \cdot 1,8 \cdot 10^3 (105 - 25) = 2016 \cdot 10^5 \text{ Дж}.$$

Здесь  $c_T = 1,8 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$  — удельная теплоемкость толуола при средней температуре  $65^\circ\text{C}$  (рис. XI).

Время охлаждения толуола:

$$\tau = \frac{Q}{KF \Delta t_{cp. \text{охл}}} = \frac{2016 \cdot 10^5}{255 \cdot 3,2 \cdot 30,36} = 8137 \text{ с} = 2,26 \text{ ч}.$$

Общий расход охлаждающей воды:

$$G_x = \frac{Q}{c_x (t_{2cp} - t_1)} = \frac{2016 \cdot 10^5}{4190 (29,35 - 13)} = 2943 \text{ кг}.$$

**Пример 4.28.** Бутиловый спирт (холодная жидкость) в количестве  $G_x = 1800 \text{ кг}$  загружен в сосуд, в котором имеется змеевик. Через змеевик пропускается вода (горячая жидкость). Бутиловый спирт нагревается от температуры  $t_1 = 20$  до  $t_2 = 60^\circ\text{C}$  в течение  $\tau$  ч. Вода понижает свою температуру от  $T_1 = 90^\circ\text{C}$  до  $T_2$ . Конечная температура воды в периодическом процессе все время увеличивается по мере повышения температуры спирта. В конце процесса нагревания через  $\tau$  ч температура станет равной  $T_2$  ( $\geq t_2$ ).

Сколько времени  $\tau$  потребуется для нагрева спирта и какой должен быть общий расход горячей воды  $G_r$ , если поверхность теплопередачи змеевика  $F = 4,3 \text{ м}^2$ , а значение коэффициента теплопередачи принять постоянным и равным  $K = 280 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ ?

**Решение.** Схема процесса:

в сосуде (бутиловый спирт нагревается):  $t_1 = 20^\circ\text{C}$  через  $\tau$  ч  $t_2 = 60^\circ\text{C}$ ;

в змеевике (вода охлаждается):  $T_1 = 90^\circ\text{C}$  через  $\tau$  ч  $T_2 = ?$

Принимаем  $T_2 = 70^\circ\text{C}$ .

Уравнение теплопередачи:

$$Q = KF \Delta t_{cp. \text{нагр}} \tau.$$

Средняя разность температур для периодического процесса нагрева жидкости в сосуде [1]:

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{ср. нагр}} &= \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}} \left( \frac{A - 1}{A \ln A} \right) = \\ &= \frac{60 - 20}{\ln \frac{90 - 20}{90 - 60}} \left( \frac{3 - 1}{3 \ln 3} \right) = 28,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 28,65 \text{ К.} \end{aligned}$$

Величина  $A$  постоянна для всего процесса нагрева. Для любого момента времени, когда температура нагреваемой жидкости будет равна  $t$ :

$$A = \frac{T_1 - t}{T_2 - t} = \frac{90 - 60}{70 - 60} = \frac{30}{10} = 3.$$

При расчете поверхности теплообмена определяют  $A$  для  $t = t_2 = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$ .

Средняя конечная температура горячей воды:

$$T_{\text{зср}} = T_1 - \Delta t_{\text{ср. нагр}} \ln A = 90 - 28,65 \ln 3 = 58,52 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Количество теплоты, отдаваемое водой спирту:

$$Q = C_x c_x (t_2 - t_1) = 1800 \cdot 2,56 \cdot 10^3 (60 - 20) = 1843 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

Здесь  $c_x = 2,56 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$  — удельная теплоемкость бутилового спирта при средней температуре  $40 \text{ } ^\circ\text{C}$  (рис. XI).

Время нагрева спирта:

$$\tau = \frac{Q}{KF \Delta t_{\text{ср. нагр}}} = \frac{1843 \cdot 10^6}{280 \cdot 4,3 \cdot 28,65} = 5343 \text{ с} = 1,48 \text{ ч.}$$

Общий расход горячей воды:

$$G_r = \frac{Q}{c_r (T_1 - T_{\text{зср}})} = \frac{1843 \cdot 10^6}{4190 (90 - 58,52)} = 1397 \text{ кг.}$$

**Пример 4.29.** Определить потерю теплоты лучеиспусканием поверхностью стального аппарата цилиндрической формы, находящегося в помещении, стены которого выкрашены масляной краской. Размеры аппарата:  $H = 2 \text{ м}$ ;  $D = 1 \text{ м}$ . Размеры помещения: высота  $4 \text{ м}$ ; длина  $10 \text{ м}$ ; ширина  $6 \text{ м}$ . Температура стенки аппарата  $70 \text{ } ^\circ\text{C}$ , температура воздуха в помещении  $20 \text{ } ^\circ\text{C}$ .

Определить также общую потерю теплоты аппарата лучеиспусканием и конвекцией.

**Решение.** Потерю теплоты излучением вычислим по формулам (4.66) и (4.67):

$$Q_{\text{л}} = C_{1-2} F_1 \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right];$$

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \left( \frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_3} \right) \frac{F_1}{F_2}}.$$



В нашем случае:

$$T_1 = 273 + 70 = 343 \text{ K}; \quad T_2 = 273 + 20 = 293 \text{ K};$$
$$F_1 = \pi D H + 2 \cdot 0,785 D^2 = 3,14 \cdot 1,2 + 2 \cdot 0,785 \cdot 1^2 = 7,85 \text{ м}^2;$$
$$F_2 = 2(4 \cdot 6 + 4 \cdot 10 + 6 \cdot 10) = 248 \text{ м}^2.$$

Так как площадь  $F_2$  велика по сравнению с площадью  $F_1$ , то коэффициент излучения  $C_{1-2} \approx C_1$ .

Для окисленной стали среднее значение степени черноты  $\varepsilon = 0,85$  [см. формулу (4.67)]. Следовательно,  $C_1 = 5,7 \cdot 0,85 = 4,84 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ .

Потеря теплоты лучеиспусканием:

$$Q_{\text{л}} = C_1 F_1 \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = 4,84 \cdot 7,85 (3,43^4 - 2,93^4) = 2490 \text{ Вт}.$$

Общую потерю теплоты лучеиспусканием и конвекцией найдем по формуле:

$$Q = \alpha F_1 (t_{\text{ст}} - t_{\text{под}}).$$

Здесь  $\alpha$  — суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией — определяется по формуле (4.71):

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta t = 9,74 + 0,07 (70 - 20) = 13,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Общая потеря теплоты аппаратом:

$$Q = 13,2 \cdot 7,85 (70 - 20) = 5200 \text{ Вт}.$$

**Пример 4.30.** Определить необходимую толщину слоя изоляции аппарата, внутри которого температура  $154^\circ\text{C}$ . Изоляционный материал — совелит. Температура наружной поверхности изоляции не должна быть выше  $40^\circ\text{C}$ .

**Решение.** Примем температуру окружающего воздуха  $t_0 = 20^\circ\text{C}$  и определим суммарный коэффициент теплоотдачи в окружающую среду лучеиспусканием и конвекцией по уравнению (4.71):

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta t = 9,74 + 0,07 (40 - 20) = 11,1 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Удельный тепловой поток:

$$q = \alpha (t_{\text{ст}} - t_0) = 11,1 (40 - 20) = 222 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Принимая приближенно, что все термическое сопротивление сосредоточено в слое изоляции, можно написать

$$q = K (t_{\text{вн}} - t_0) \approx \frac{\lambda}{\delta} (t_{\text{вн}} - t_0),$$

откуда толщина слоя изоляции:

$$\delta = \frac{\lambda}{q} (t_{\text{вн}} - t_0) = \frac{0,098}{222} (154 - 20) = 0,059 \text{ м},$$

где  $\lambda = 0,098 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  — коэффициент теплопроводности совелита (табл. XXVIII),

**Пример 4.31.** Вдоль плоской стенки аппарата продувается воздух со скоростью 3 м/с при средней температуре 90 °С и давлении 900 мм рт. ст. Снаружи аппарат покрыт слоем теплоизоляции (совелит) толщиной 40 мм. Определить количество теплоты  $q$ , теряемое с 1 м<sup>2</sup> стенки аппарата.

Длина стальной стенки 5 м, толщина 5 мм; температура воздуха в помещении 20 °С. Учесть загрязнение внутренней стенки аппарата.

**Решение.** Находим коэффициент теплоотдачи от горячего воздуха к стенке [расчетная формула (4.40)]. Значение критерия Нуссельта:

$$Nu_1 = 0,032 Re^{0,8} = 0,032 (9,07 \cdot 10^5)^{0,8} = 1867.$$

Здесь  $Re = \frac{wL\rho_1}{\mu_1} = \frac{3 \cdot 5 \cdot 1,149}{0,019 \cdot 10^{-3}} = 9,07 \cdot 10^5$ ;  $\rho_1 = 1,293 \frac{900 \cdot 273}{760 (273 + 90)} = 1,149$  кг/м<sup>3</sup> — плотность воздуха при рабочих условиях;  $\mu_1 = 0,019 \times 10^{-3}$  Па·с — динамический коэффициент вязкости воздуха при 90 °С (рис. VI).

Следовательно,

$$\alpha_1 = Nu_1 \lambda_1 / L = 1867 \cdot 0,0316 / 5 = 11,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где  $\lambda_1 = 0,0316$  Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности воздуха при 90 °С (табл. XXX).

Суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией от наружной поверхности изоляции в окружающую среду:

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07 (t_{\text{ст. 2}} - t_{\text{возд}}).$$

Ввиду того, что  $t_{\text{ст. 2}}$  — температура наружной поверхности изоляции — неизвестна, для первого приближения принимаем  $\alpha_2 \approx 10$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).

Тепловую проводимость загрязнения внутренней поверхности стенки принимаем по табл. XXXI для теплоносителя — воздуха:  $1/r_{\text{загр. 1}} = 2800$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).

Коэффициент теплопередачи (ориентировочный):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{11,8} + \frac{1}{2800} + \frac{0,005}{46,5} + \frac{0,04}{0,098} + \frac{1}{10}}$$

$$= \frac{1}{0,4934 + \frac{1}{10}} = 1,685 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Здесь коэффициент теплопроводности совелита  $\lambda = 0,098$  Вт/(м·К), для стали  $\lambda_{\text{ст}} = 46,5$  Вт/(м·К) — см. табл. XXVIII.

Уточнение  $\alpha_2$ :

$$\Delta t_2 = t_{\text{ст. 2}} - t_{\text{возд}} = K \Delta t_{\text{ср}} / \alpha_2 = 1,685 \cdot (90 - 20) / 10 = 11,8 \text{ К};$$

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07 \cdot 11,8 = 10,57 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Уточненное значение коэффициента теплопередачи:

$$K = \frac{1}{0,4934 + (1/10,57)} = 1,7 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Удельные потери теплоты:

$$q = K \Delta t_{\text{ср}} = 1,7 (90 - 20) = 119 \text{ Вт/м}^2.$$

**Пример 4.32.** Цеолит NaX подвергается десорбции — нагреву в токе горячего воздуха в непрерывнодействующем аппарате со взвешенным слоем цеолита. Средняя температура воздуха 190 °С. Цеолит поступает в аппарат с начальной температурой 20 °С. Диаметр зерна цеолита 4 мм, плотность его 1100 кг/м<sup>3</sup>, удельная теплоемкость 870 Дж/(кг·К), коэффициент теплопроводности 0,24 Вт/(м·К). Число псевдооживления \* 4. Определить время, необходимое для нагрева зерна цеолита от 20 °С до средней температуры 185 °С.

**Решение.** Прогрев зерна цеолита представляет собой нестационарный процесс теплопроводности в твердом теле. Решение уравнения нестационарной теплопроводности (при постоянстве теплофизических характеристик нагреваемого тела)

$$\alpha \nabla^2 t = \frac{\partial t}{\partial \tau}$$

совместно с граничными и начальными условиями приводит [4.2] к уравнению

$$\frac{t_{\text{н}} - t_{\text{н}}}{t_{\text{о.с}} - t_{\text{н}}} = f(\text{Bi}, \text{Fo}), \quad (\text{a})$$

правая часть которого — сложная функция критериев Био (Bi) и Фурье (Fo).

Для зерна, имеющего форму шара радиусом R:

$$\text{Bi} = \frac{\alpha R}{\lambda_{\text{T}}}; \quad \text{Fo} = \frac{\alpha \tau}{R^2} = \frac{\lambda_{\text{T}} \tau}{c_{\text{T}} \rho_{\text{T}} R^2}.$$

В последних уравнениях  $t_{\text{н}}$ ,  $t_{\text{н}}$ ,  $t_{\text{о.с}}$  — начальная и конечная температуры нагреваемого тела, температура окружающей среды;  $\alpha$  — коэффициент теплоотдачи от окружающей среды к поверхности нагреваемого тела;  $\lambda_{\text{T}}$ ,  $c_{\text{T}}$ ,  $\rho_{\text{T}}$  — коэффициент теплопроводности, удельная теплоемкость и плотность твердого тела;  $\alpha$  — коэффициент температуропроводности твердого тела (зерна).

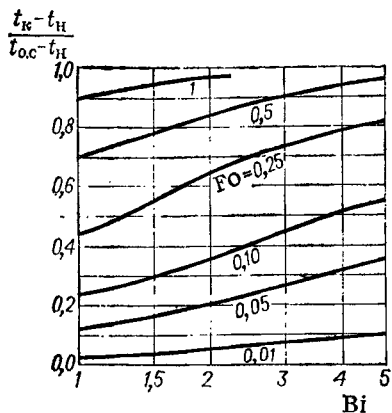
На рис. 4.18 приведен график уравнения (a) для шара [4.1, 4.12].

Определяем коэффициент теплоотдачи  $\alpha$  от воздуха к поверхности зерна цеолита во взвешенном слое. Предварительно найдем значение критерия Архимеда по уравнению (3.3):

$$\text{Ar} = \frac{d^3 \rho_{\text{T}} \rho_{\text{сг}}}{\mu_{\text{с}}^2} = \frac{0,004^3 \cdot 1100 \cdot 0,763 \cdot 9,81}{25,7^2 \cdot 10^{-12}} = 8 \cdot 10^5,$$

\* Отношение рабочей скорости воздуха к критической (скорости псевдооживления).

Рис. 4.18 (к примеру 4.32).



где  $\rho_0 = 0,763 \text{ кг/м}^3$  и  $\mu_0 = 25,7 \times 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$  — плотность и динамический коэффициент вязкости среды (воздуха) при  $190^\circ\text{C}$  [4.1].

По графику (рис. 3.8) находим при  $Ag = 8 \cdot 10^5$  и  $\varepsilon = 0,4$  критерий Лященко  $Lu_{кр} = 2,75$ . Отсюда по уравнению (3.4а) определяем критическую скорость псевдооживления:

$$\begin{aligned} \omega_{кр} &= \sqrt[3]{Lu_{кр} \mu_0 \varepsilon g \rho_T / \rho_0^2} = \\ &= \sqrt[3]{2,75 \cdot 25,7 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 \cdot 1100 / 0,763^2} = \\ &= 1,09 \text{ м/с.} \end{aligned}$$

Рабочая скорость воздуха (отнесенная к полному поперечному сечению аппарата):

$$\omega = 4\omega_{кр} = 4 \cdot 1,09 = 4,36 \text{ м/с.}$$

По этой скорости рассчитываем критерий Лященко

$$Lu = \frac{\omega^3 \rho_0^2}{\mu_0 \rho_T g} = \frac{4,36^3 \cdot 0,763^2}{25,7 \cdot 10^{-6} \cdot 1100 \cdot 9,81} = 174$$

и по рис. 3.8 при  $Ag = 8 \cdot 10^5$  находим порозность взвешенного слоя  $\varepsilon = 0,67$ .

Критерий Рейнольдса для потока воздуха:

$$Re = \frac{\omega d \rho_0}{\mu_0} = \frac{4,36 \cdot 0,004 \cdot 0,763}{0,67 \cdot 25,7 \cdot 10^{-6}} = 773.$$

Критерий Прандтля  $Pr = c\mu/\lambda = 1020 \cdot 25,7 \cdot 10^{-6} / 0,0385 = 0,681$ .

Определяем критерий Нуссельта по уравнению [1]:

$$Nu = 0,4 Re^{0,67} Pr^{0,33} = 0,4 \cdot 773^{0,67} \cdot 0,681^{0,33} = 30,2.$$

Коэффициент теплоотдачи от воздуха к поверхности зерна:

$$\alpha = Nu \lambda_0 / d = 30,2 \cdot 0,0385 / 0,004 = 290 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

где  $\lambda_0 = 0,0385 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$  — коэффициент теплопроводности воздуха при  $190^\circ\text{C}$  [4.1].

Критерий Био:

$$Bi = \alpha R / \lambda_T = 290 \cdot 0,002 / 0,24 = 2,42.$$

Симплекс разностей температур:

$$\frac{t_k - t_n}{t_{o.c} - t_n} = \frac{185 - 20}{190 - 20} = 0,97.$$

По этим данным находим по графику (рис. 4.18) значения критерия  $Fo = 1$ , откуда время прогрева зерна цеолита:

$$\tau = Fo c_{\tau T} R^2 / \lambda_T = 1 \cdot 870 \cdot 1100 \cdot 0,002^2 / 0,24 \approx 16 \text{ с.}$$

## КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

4.1. Во сколько раз увеличится термическое сопротивление стенки стального змеевика, свернутого из трубы диаметром  $38 \times 2,5$  мм, если покрыть ее слоем эмали толщиной 0,5 мм? Считать стенку плоской. Коэффициент теплопроводности эмали 1,05 Вт/(м·К).

4.2. Паропровод длиной 40 м, диаметром  $51 \times 2,5$  мм покрыт слоем изоляции толщиной 30 мм; температура наружной поверхности изоляции  $t_2 = 45^\circ\text{C}$ , внутренней  $t_1 = 175^\circ\text{C}$ . Определить количество теплоты, теряемое паропроводом в 1 ч. Коэффициент теплопроводности изоляции  $\lambda = 0,116$  Вт/(м·К).

4.3. Стальная труба диаметром  $60 \times 3$  мм изолирована слоем пробки толщиной 30 мм и сверху еще слоем совелита (85 % магнезии + 15% асбеста) толщиной 40 мм. Температура стенки трубы  $-110^\circ\text{C}$ , а наружной поверхности изоляции  $10^\circ\text{C}$ . Вычислить часовую потерю холода с 1 м длины трубы.

4.4. Как изменится потеря холода в условиях предыдущей задачи, если внутренний слой сделать совелитовым ( $\delta = 40$  мм), а наружный — пробковым ( $\delta = 30$  мм)?

4.5. Найти температуру внутренней поверхности обмуровки аппарата (рис. 4.19), если температура на наружной поверхности ее  $35^\circ\text{C}$ . Толщина обмуровки 260 мм. Термометр, заделанный на глубину 50 мм от наружной поверхности, показывает температуру  $70^\circ\text{C}$ .

4.6. Вычислить коэффициент теплопроводности для: а) жидкого хлороформа при  $t = 20^\circ\text{C}$ ; б) сернистого газа при  $t = 160^\circ\text{C}$  и абсолютном давлении 1 кгс/см<sup>2</sup> ( $\sim 0,1$  МПа); в) 25% водного раствора хлористого кальция при  $t = 30^\circ\text{C}$ .

4.7. Необходимо испарять 1600 кг/ч жидкости, кипящей при  $t = 137^\circ\text{C}$  и поступающей в испаритель при этой температуре. Удельная теплота испарения жидкости  $r = 377 \cdot 10^3$  Дж/кг. Температура греющего пара должна быть не ниже  $150^\circ\text{C}$ . Определить расход греющего пара: а) сухого насыщенного,  $\rho_{\text{пав}} = 4$  кгс/см<sup>2</sup> ( $\sim 0,4$  МПа); б) перегретого до  $250^\circ\text{C}$ ,  $\rho_{\text{пав}} = 4$  кгс/см<sup>2</sup> ( $\sim 0,4$  МПа); в) перегретого до  $250^\circ\text{C}$ ,  $\rho_{\text{пав}} = 3$  кгс/см<sup>2</sup> ( $\sim 0,3$  МПа). Удельная теплоемкость перегретого пара  $2,14 \cdot 10^3$  Дж/(кг·К).

Изобразить процессы изменения состояния греющего пара на диаграмме  $T - S$ . Конденсат греющего пара отводится при температуре конденсации.

4.8. До какой температуры будут нагреты глухим паром 2 т раствора хлористого кальция, если расход греющего пара ( $\rho_{\text{абс}} = 2$  кгс/см<sup>2</sup>, т. е.  $\sim 0,2$  МПа) за 2,5 ч составил 200 кг, а расход теплоты на нагрев аппарата и потери

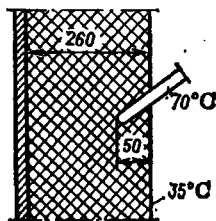


Рис. 4.19 (к контрольной задаче 4.5).

теплоты в окружающую среду составляют в среднем 2030 Вт? Начальная температура раствора 10 °С. Удельная теплоемкость раствора  $2,5 \times 10^3$  Дж/(кг·К).

4.9. Определить количество передаваемой теплоты в противоточном конденсаторе, в котором конденсируется 850 кг/ч пара сероуглерода под атмосферным давлением. Пар сероуглерода поступает в конденсатор с температурой 90 °С. Жидкий сероуглерод выходит из конденсатора при температуре на 8 °С ниже температуры конденсации. Удельная теплоемкость пара сероуглерода  $0,67 \cdot 10^3$  Дж/(кг·К).

4.10. В кожухотрубчатый конденсатор поступает 120 кг/ч сухого насыщенного пара диоксида углерода под давлением  $p_{\text{абс}} = 60$  кгс/см<sup>2</sup> (~6,0 МПа). Жидкий диоксид углерода выходит из конденсатора под тем же давлением при температуре конденсации. Принимая разность температур диоксида углерода и воды на выходе воды из конденсатора 5 К, определить необходимый расход воды, если она поступает в конденсатор с температурой 10 °С.

4.11. Колонна для ректификации жидкого воздуха покрыта слоем тепловой изоляции из шлаковой ваты толщиной 250 мм. Температура жидкости внутри колонны —190 °С, температура воздуха в помещении 20 °С. Какое количество теплоты может проникать из окружающего воздуха в колонну через 1 м<sup>2</sup> поверхности, если пренебречь термическими сопротивлениями со стороны жидкости, окружающего воздуха и металлической стенки колонны?

4.12. Как изменится коэффициент теплопередачи в аппарате, если заменить стальные трубы диаметром 38×2,5 мм на медные такого же размера: а) в паровом калорифере для воздуха, в котором  $\alpha_{\text{вод}} = 41$  Вт/(м<sup>2</sup>·К),  $\alpha_{\text{гр. пара}} = 11\,600$  Вт/(м<sup>2</sup>·К); б) в выпарном аппарате, в котором  $\alpha_{\text{вип. раств}} = 2320$  Вт/(м<sup>2</sup>·К),  $\alpha_{\text{гр. пара}} = 11\,600$  Вт/(м<sup>2</sup>·К)? Загрязнений поверхности не учитывать.

4.13. Как изменится величина коэффициента теплопередачи в теплообменном аппарате, выполненном из стальных труб толщиной 3 мм, если на поверхности труб отложится слой накипи (водяного камня) толщиной 2 мм: а) в водяном холодильнике для газа, в котором  $\alpha_{\text{газ}} = 58$  Вт/(м<sup>2</sup>·К),  $\alpha_{\text{воды}} = 580$  Вт/(м<sup>2</sup>·К); б) в выпарном аппарате, в котором  $\alpha_{\text{вип. раств}} = 2780$  Вт/(м<sup>2</sup>·К),  $\alpha_{\text{гр. пара}} = 11\,600$  Вт/(м<sup>2</sup>·К)?

4.14. Какая наибольшая удельная тепловая нагрузка (в Вт/м<sup>2</sup>) может быть в испарителе толуола, если стальные трубы испарителя толщиной 4 мм с обеих сторон покрыты ржавчиной? Толщина одного слоя ржавчины 0,6 мм. Испаритель обогревается насыщенным паром ( $p_{\text{изб}} = 3$  кгс/см<sup>2</sup>, т. е. ~0,3 МПа). Толуол кипит под атмосферным давлением. Считать, что термическое сопротивление стенки и двух слоев ржавчины значительно больше суммы остальных термических сопротивлений.

4.15. Горячий концентрированный раствор, выходящий из выпарного аппарата с температурой  $106^{\circ}\text{C}$ , используется для подогрева до  $50^{\circ}\text{C}$  холодного разбавленного раствора, поступающего на выпарку с температурой  $15^{\circ}\text{C}$ . Концентрированный раствор охлаждается до  $60^{\circ}\text{C}$ . Определить среднюю разность температур для прямоточной и противоточной схем.

4.16. В многоходовом кожухотрубчатом теплообменнике, имеющем четыре хода в трубном пространстве и один ход в межтрубном (рис. 4.20), толуол охлаждается водой от  $106$  до  $30^{\circ}\text{C}$ . Вода, проходящая по трубам, нагревается от  $10$  до  $34^{\circ}\text{C}$ . Определить среднюю разность температур в теплообменнике.

4.17.  $1930$  кг/ч бутилового спирта необходимо охладить от  $90$  до  $50^{\circ}\text{C}$  в противоточном теплообменнике поверхностью  $6$  м<sup>2</sup>. Охлаждение производится водой с начальной температурой  $18^{\circ}\text{C}$ . Коэффициент теплопередачи в теплообменнике  $230$  Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $\Delta t_{\text{ср}}$  считать как среднюю арифметическую. Сколько кубических метров воды в 1 ч надо пропускать через теплообменник?

4.18. На складе оборудования имеется кожухотрубчатый теплообменник, состоящий из 19 латунных труб диаметром  $18 \times 2$  мм, длиной 1,2 м. Достаточно ли его поверхность для конденсации  $350$  кг/ч насыщенного пара этилового спирта, если принять коэффициент теплопередачи равным  $700$  Вт/(м<sup>2</sup>·К), начальную температуру воды  $15^{\circ}\text{C}$ , а конечную  $35^{\circ}\text{C}$ ? Конденсация спирта предполагается при атмосферном давлении, жидкий спирт отводится при температуре конденсации.

4.19. Кожухотрубчатый противоточный теплообменник (рис. 4.21) перед контактным аппаратом на сернохлорном заводе

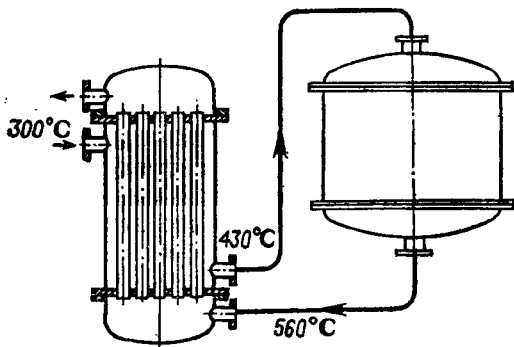
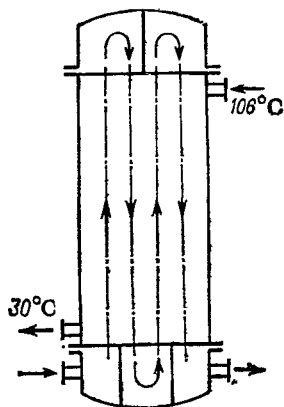


Рис. 4.21 (к контрольной задаче 4.19).

имеет поверхность теплообмена  $360 \text{ м}^2$ . Очищенный газ колчеданных печей поступает в межтрубное пространство теплообменника при  $300 \text{ }^\circ\text{C}$ , выходит при  $430 \text{ }^\circ\text{C}$ . Горячий газ из контактного аппарата входит в трубы теплообменника при  $560 \text{ }^\circ\text{C}$ . Расход газа  $10 \text{ т/ч}$ , удельная теплоемкость газа в среднем  $1,05 \times 10^3 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$ . Потери теплоты через кожух теплообменника составляют  $10\%$  от количества теплоты, полученного нагреваемым газом. Определить коэффициент теплопередачи в теплообменнике.

**4.20.** Определить коэффициент теплопередачи в спиральном теплообменнике по следующим данным: поверхность теплообмена  $48 \text{ м}^2$ ; в аппарате подогревается  $85,5 \text{ т/ч}$  воды от  $77$  до  $95 \text{ }^\circ\text{C}$ ; нагревание производится насыщенным паром при  $p_{\text{наб}} = 23 \text{ кПа}$ .

**4.21.** Определить необходимую поверхность противоточного теплообменника при охлаждении  $0,85 \text{ м}^3/\text{ч}$  сероуглерода от температуры кипения под атмосферным давлением до  $22 \text{ }^\circ\text{C}$ . Охлаждающая вода нагревается от  $14$  до  $25 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $\alpha_{\text{CS}_2} = 270 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{K)}$ ;  $\alpha_{\text{H}_2\text{O}} = 720 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{K)}$ . Толщина стальной стенки  $3 \text{ мм}$ . Учесть наличие загрязнений — ржавчины и накипи, приняв  $\sum r_{\text{загр}} = 0,00069 \text{ (м}^2\cdot\text{K)/Вт}$ . Определить также расход воды.

**4.22.** Требуется конденсировать  $10 \text{ т/ч}$  насыщенного пара *n*-гексана при  $70 \text{ }^\circ\text{C}$ . Охлаждение конденсатора может быть осуществлено: а) водой, нагреваемой от  $16$  до  $36 \text{ }^\circ\text{C}$ ; б) воздухом, нагреваемым от  $25$  до  $48 \text{ }^\circ\text{C}$ . Коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося пара гексана в обоих случаях принять равным  $1700 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{K)}$ . Коэффициенты теплоотдачи для воды и воздуха взять ориентировочно (средние значения) по табл. 4.7, для воды — при турбулентном течении по трубам, для воздуха — при поперечном обтекании труб. Жидкий гексан отводится при температуре конденсации. Термические сопротивления стенки и загрязнений не учитывать. Удельная теплота конденсации гексана  $33,3 \times 10^4 \text{ Дж/кг}$ . Определить расходы воды и воздуха (в  $\text{м}^3/\text{ч}$ ) и требуемые поверхности теплообмена.

**4.23.** Метан под избыточным давлением  $5 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,5 \text{ МПа}$ ) проходит по межтрубному пространству кожухотрубчатого теплообменника параллельно трубам со скоростью  $4,6 \text{ м/с}$ . Средняя температура метана  $75 \text{ }^\circ\text{C}$ . Теплообменник состоит из  $37$  стальных труб диаметром  $18 \times 2 \text{ мм}$ , заключенных в кожух, внутренний диаметр которого  $190 \text{ мм}$ . Определить коэффициент теплоотдачи.

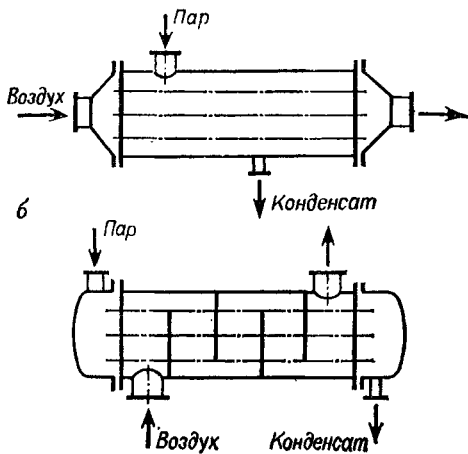
**4.24.**  $3700 \text{ кг/ч}$  метилового спирта подогреваются от  $10$  до  $50 \text{ }^\circ\text{C}$ , проходя по трубному пространству теплообменника, состоящего из  $19$  труб диаметром  $16 \times 2 \text{ мм}$ . Определить коэффициент теплоотдачи, если принять температуру стенки  $60 \text{ }^\circ\text{C}$ .

**4.25.** В кожухотрубчатом теплообменнике по трубам диаметром  $46 \times 3 \text{ мм}$  проходит со скоростью  $0,7 \text{ м/с}$  вода, которая нагревается. Определить коэффициент теплоотдачи, если средняя температура поверхности стенки, соприкасающейся с водой,  $90 \text{ }^\circ\text{C}$ , а средняя температура воды  $46 \text{ }^\circ\text{C}$ .



Рис. 4.22 (к контрольной задаче 4.27).

4.26. Определить коэффициент теплоотдачи для воздуха, охлаждаемого под абсолютным давлением  $2 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,2 \text{ МПа}$ ) от  $90$  до  $30^\circ\text{C}$  в межтрубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника с поперечными перегородками. Трубы диаметром  $25 \times 2 \text{ мм}$  расположены по ходу газа в шахматном порядке. Скорость воздуха в вырезе перегородки (в самом узком сечении пучка труб)  $8 \text{ м/с}$  (рис. 4.22, б).



4.27. Воздух атмосферного давления нагревается насыщенным водяным паром в кожухотрубчатом конденсаторе с трубками диаметром  $25 \times 2 \text{ мм}$ . Средняя температура воздуха  $60^\circ\text{C}$ . Сравнить коэффициенты теплопередачи для двух случаев: 1) воздух проходит по трубам со скоростью  $10 \text{ м/с}$  ( $L/d > 50$ ), греющий пар конденсируется в межтрубном пространстве (рис. 4.22, а); 2) воздух проходит по межтрубному пространству, снабженному поперечными перегородками. Скорость воздуха в вырезе перегородки (в самом узком сечении пучка труб)  $10 \text{ м/с}$  (рис. 4.22, б), греющий пар конденсируется в трубах. Принять коэффициент теплоотдачи пара  $11\,600 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ .

4.28. При теплообмене двух турбулентных потоков ( $Re > 10\,000$ ) у первого потока  $\alpha_1 = 230 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ , у второго  $\alpha_2 = 400 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ . Во сколько раз увеличится коэффициент теплопередачи, если скорость первого потока возрастет в 2 раза, а скорость второго — в 3 раза (при прочих неизменных условиях)? Термическое сопротивление стенки не учитывать.

4.29. Определить коэффициент теплоотдачи для 98 % серной кислоты, проходящей по кольцевому (межтрубному) пространству горизонтального теплообменника типа «труба в трубе» со скоростью  $0,9 \text{ м/с}$ . Средняя температура кислоты  $72^\circ\text{C}$ , средняя температура стенки  $58^\circ\text{C}$ . Наружная труба теплообменника имеет диаметр  $54 \times 4,5 \text{ мм}$ , внутренняя —  $26 \times 3 \text{ мм}$ .

4.30. Четыреххлористый углерод нагревается в трубном пространстве горизонтального кожухотрубчатого теплообменника. Средняя температура четыреххлористого углерода  $26^\circ\text{C}$ , скорость его в трубах  $0,15 \text{ м/с}$ . Средняя температура поверхности загрязнения труб, соприкасающейся с четыреххлористым углеродом,  $34^\circ\text{C}$ . Диаметр труб  $25 \times 2 \text{ мм}$ . Определить коэффициент теплоотдачи четыреххлористого углерода.

4.31. Через трубное пространство кожухотрубчатого теплообменника прокачивается раствор хлористого кальция (23,8 %), который нагревается при средней температуре  $-20^{\circ}\text{C}$ . Скорость рассола в трубах  $0,5\text{ м/с}$ , средняя температура поверхности стенки, соприкасающейся с раствором,  $-10^{\circ}\text{C}$ . Коэффициент объемного расширения рассола  $0,35 \cdot 10^{-3}\text{ К}^{-1}$ , внутренний диаметр труб  $0,021\text{ м}$ , длина труб  $4\text{ м}$ . Определить коэффициент теплоотдачи для рассола.

4.32. Раствор хлористого натрия [21,2 % (масс.)] нагревается в трубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника от  $-15$  до  $-12^{\circ}\text{C}$ . Внутренний диаметр труб  $21\text{ мм}$ , длина труб  $3\text{ м}$ . Скорость рассола в трубах  $0,3\text{ м/с}$ . Средняя температура поверхности загрязнения стенки, соприкасающейся с рассолом,  $t_{\text{ст}} = -6,5^{\circ}\text{C}$ . Определить коэффициент теплоотдачи от рассола к стенке. Коэффициент объемного расширения рассола  $\beta = 0,35 \cdot 10^{-3}\text{ К}^{-1}$ .

4.33. Этилацетат охлаждается в трубном пространстве горизонтального кожухотрубчатого теплообменника. Внутренний диаметр труб  $21\text{ мм}$ , длина труб  $3\text{ м}$ . Средняя температура охлаждаемого этилацетата  $t_{\text{ср}} = 50^{\circ}\text{C}$ , средняя температура поверхности загрязнения стенки со стороны этилацетата  $t_{\text{ст}} = 40^{\circ}\text{C}$ . Скорость этилацетата  $0,04\text{ м/с}$ . Определить коэффициент теплоотдачи от этилацетата к стенке. Коэффициент теплопроводности  $\lambda = 0,1128\text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$ .

4.34. Бензол охлаждается в трубах горизонтального кожухотрубчатого теплообменника. Внутренний диаметр труб  $21\text{ мм}$ , длина труб  $4\text{ м}$ . Средняя температура охлаждаемого бензола  $50^{\circ}\text{C}$ , средняя температура поверхности загрязнения стенки со стороны бензола  $t_{\text{ст}} = 30^{\circ}\text{C}$ . Скорость бензола  $0,05\text{ м/с}$ . Определить коэффициент теплоотдачи от бензола к стенке.

4.35. В вертикальном кожухотрубчатом теплообменнике бензол прокачивается через трубы снизу вверх при охлаждении от  $70$  до  $30^{\circ}\text{C}$ . Внутренний диаметр труб  $21\text{ мм}$ , высота труб  $4\text{ м}$ . Скорость бензола  $0,05\text{ м/с}$ . Средняя температура поверхности загрязнения стенки со стороны бензола  $30^{\circ}\text{C}$ . Определить коэффициент теплоотдачи от бензола к вертикальной поверхности стенки.

4.36. Вода нагревается в условиях свободного движения. Наружный диаметр горизонтальных труб  $76\text{ мм}$ . Определить коэффициент теплоотдачи, если температуру поверхности трубы принять равной  $45^{\circ}\text{C}$ . Средняя температура воды  $25^{\circ}\text{C}$ .

4.37. В условиях свободной конвекции охлаждается толуол. Средняя температура толуола  $50^{\circ}\text{C}$ . Диаметр горизонтальных труб  $38 \times 2\text{ мм}$ . Температура наружной поверхности загрязнения труб, соприкасающейся с толуолом  $30^{\circ}\text{C}$ . Определить коэффициент теплоотдачи толуола.

4.38. Вертикальный кожухотрубчатый теплообменник состоит из 91 трубы диаметром  $57 \times 3\text{ мм}$ , высотой  $4\text{ м}$ . По внутренней поверхности труб стекает пленкой вода в количестве  $52\text{ м}^3/\text{ч}$ ,

которая нагревается от 18 до 25 °С. Средняя температура внутренней поверхности труб 26 °С. Определить коэффициент теплоотдачи.

4.39. По вертикальной стенке пленочного холодильника стекает пленкой 60 % серная кислота в количестве 2,1 дм<sup>3</sup>/с на 1 м ширины стенки. Высота холодильника 5 м. Средняя температура поверхности стенки 24 °С, средняя температура кислоты 50 °С. Вычислить коэффициент теплоотдачи для кислоты, если коэффициент теплопроводности ее равняется 0,43 Вт/(м·К).

4.40. Вычислить коэффициент теплоотдачи кипящего под атмосферным давлением 20 % водного раствора хлористого натрия. Разность температур греющей поверхности и кипящего раствора 10 К. Для кипящего раствора  $\lambda = 0,658$  Вт/(м·К).

4.41. В кубе ректификационной колонны под атмосферным давлением внутри вертикальных труб высотой 4 м кипит толуол с небольшим содержанием бензола (наличие бензола не учитывать). Диаметр труб 25×2 мм. Определить коэффициент теплоотдачи к кипящему толуолу. Принять температуру поверхности загрязнения стенки со стороны толуола 125,3 °С.

4.42. В межтрубном пространстве вертикального кожухотрубчатого теплообменника, состоящего из 261 трубы диаметром 25×2 мм, конденсируется под атмосферным давлением 4 т/ч насыщенного пара метилового спирта. Определить коэффициент теплоотдачи.

4.43. Насыщенный водяной пар конденсируется на наружной поверхности пучка горизонтальных труб. Наружный диаметр труб 38 мм. Расположение труб шахматное. Расчетное число труб по высоте 11. Температура конденсации 160 °С. Определить средний коэффициент теплоотдачи, приняв температуру наружной поверхности труб 152 °С. Пар содержит 0,5 относительных % воздуха.

4.44. Метиловый спирт (100 %) нагревается в трубном пространстве одноходового кожухотрубчатого теплообменника от 15 до 42 °С. Противотоком в межтрубном пространстве течет вода, которая охлаждается от 90 до 40 °С. Теплообменник с кожухом 400 мм состоит из 111 стальных труб диаметром 25×2 мм. Скорость метилового спирта в трубах 0,75 м/с. Коэффициент теплоотдачи для воды 840 Вт/(м<sup>2</sup>·К), суммарная тепловая проводимость стенки и обеих загрязнений стенки 1700 Вт/(м<sup>2</sup>·К), средняя температура поверхности загрязнения, соприкасающейся со спиртом, 38 °С. Определить требуемую площадь поверхности теплообмена.

4.45. Воздух подогревается в трубном пространстве одноходового кожухотрубчатого теплообменника с 20 до 90 °С при среднем абсолютном давлении 810 мм рт. ст. Расход воздуха, считая при нормальных условиях, составляет 7770 м<sup>3</sup>/ч. В теплообменнике 197 труб диаметром 38×2 мм. В межтрубное пространство подается насыщенный водяной пар под абсолютным давлением 2 кгс/см<sup>2</sup> (~0,2 МПа). Коэффициент теплоотдачи пара

10 000 Вт/(м<sup>2</sup>·К), суммарная тепловая проводимость стенки и обеих ее загрязнений 1700 Вт/(м<sup>2</sup>·К). Определить требуемую площадь поверхности теплообмена.

4.46. Воздух атмосферного давления в количестве 5200 м<sup>3</sup>/ч (при нормальных условиях) нагревается в трубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника с 2 до 90 °С. Число труб 111. Диаметр труб 38×2 мм. Абсолютное давление греющего водяного пара 2 кгс/см<sup>2</sup> (~0,2 МПа). Определить требуемую длину труб и расход греющего пара, если его влажность 6%. Принять  $K \approx \alpha_{\text{возд}}$ .

4.47. По змеевику проходит 1,5 т/ч толуола, охлаждающегося от 90 до 30 °С. Охлаждение (противотоком) проводится водой, нагреваемой от 15 до 40 °С. Труба змеевика стальная диаметром 57×3,5 мм;  $\alpha_{\text{воды}} = 580$  Вт/(м<sup>2</sup>·К). Диаметр витка змеевика 0,4 м. Определить необходимую длину змеевика и расход воды. Термическое сопротивление стенки и ее загрязнений принять равным 0,0007 (м<sup>2</sup>·К)/Вт, а отношение  $Pr/Pr_{\text{ст}}$  для толуола равным 0,75.

4.48. В теплообменнике типа «труба в трубе», состоящем из двух концентрических труб: внутренней диаметром 44,5×3,5 мм и наружной диаметром 89×5 мм, охлаждается от 70 до 30 °С толуол в количестве 1900 кг/ч. Толуол проходит по кольцевому пространству между наружной и внутренней трубой; по внутренней протекает охлаждающая вода, нагреваемая от 14 до 21 °С. Средняя температура поверхности загрязнения со стороны толуола 26 °С, со стороны воды 20 °С. Определить коэффициент теплопередачи. Учесть термические сопротивления загрязнений стенки со стороны толуола и со стороны воды (среднего качества).

Расчет сделать: а) без учета влияния  $Pr/Pr_{\text{ст}}$ ; б) с учетом влияния  $Pr/Pr_{\text{ст}}$ .

4.49. Вертикальная стенка выпарного аппарата покрыта слоем изоляции [ $\lambda = 0,12$  Вт/(м·К)] толщиной 45 мм. Температура кипящего раствора 120 °С, температура воздуха в помещении 20 °С. Определить потерю теплоты излучением и конвекцией с 1 м<sup>2</sup> в 1 ч, принимая температуру поверхности стенки, соприкасающейся с кипящим раствором, равной температуре последнего.

4.50. По горизонтальному паропроводу диаметром 51×2,5 мм, длиной 50 м проходит насыщенный пар под давлением  $p_{\text{абс}} = 4$  кгс/см<sup>2</sup> (~0,4 МПа). Определить количество конденсата, образующегося в течение суток в неизолированном трубопроводе. Температура воздуха в цехе 15 °С.

4.51. Во сколько раз уменьшится потеря теплоты, если паропровод, рассматриваемый в предыдущей задаче, покрыт теплоизоляционным слоем толщиной 40 мм с коэффициентом теплопроводности 0,093 Вт/(м·К).

4.52. Аппарат изолирован слоем шамотного кирпича толщиной 125 мм [ $\lambda = 0,68$  Вт/(м·К)] и слоем изоляционной массы [ $\lambda = 0,12$  Вт/(м·К)]. Температура наружной поверхности металли-

ческой стенки аппарата 500 °С. Найти достаточную толщину изоляционного слоя, чтобы температура его паружной поверхности не превышала 50 °С при температуре воздуха в цехе 25 °С.

4.53. В сушилке, вдоль ее плоской стенки длиной 6 м, проходит со скоростью 2,5 м/с горячий воздух атмосферного давления, имеющий среднюю температуру 85 °С. Стальная стенка сушилки толщиной 5 мм изолирована снаружи слоем теплоизоляции толщиной 30 мм. Температура воздуха в помещении 18 °С. Определить количество теплоты, теряемой в 1 ч с 1 м<sup>2</sup> стенки сушилки путем конвекции и излучением. Учесть тепловую проводимость загрязненной внутренней стенки сушилки.

## ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ТЕПЛООБМЕННИКОВ

Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе применяются в тех случаях, когда нет необходимости в механической очистке межтрубного пространства (очистка от осадка возможна только для трубного пространства). Поэтому в трубное пространство подают ту жидкость (воду или водные растворы), которая при нагревании или выпаривании может выделять нерастворимый осадок на стенках труб, а в межтрубное пространство подают чистую жидкость или конденсирующийся пар.

Конечную температуру охлаждающей воды не следует принимать выше 45—50 °С во избежание значительного образования накипи.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с неподвижными трубными решетками и с поперечными перегородками в межтрубном пространстве, применяемые в химической, нефтяной и других отраслях промышленности, обозначаются индексами и классифицируются:

- по назначению (первая буква индекса): Т — теплообменники; Х — холодильники; К — конденсаторы; И — испарители;
- по конструкции (вторая буква индекса): Н — с неподвижными трубными решетками; К — с температурным (линзовым) компенсатором на кожухе;
- по расположению (третья буква индекса): Г — горизонтальные; В — вертикальные.

Основные сведения о кожухотрубчатых теплообменных аппаратах с неподвижными трубными решетками по ГОСТам 15119—79, 15120—79, 15121—79 и 15122—79 для труб 25×2 мм из стали марок 10 и 20 приведены в табл. 4.11, 4.12, а также в Приложении (табл. ХХХIV и ХХХV).

Размещение отверстий под трубы в трубных решетках и основные размеры — см. ГОСТ 15118—79. Примеры размещения отверстий в трубных решетках приведены на рис. II и III (см. Приложение).

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с неподвижными трубными решетками типа ТН, ХН, КН, ИН можно применять только в тех случаях, когда разность температур кожуха ( $t_K$ ) и труб ( $t_T$ ) будет меньше максимальной, приведенной в табл. ХХХV.

Если разность  $t_K$  и  $t_T$  окажется больше максимально допустимой, то используют кожухотрубчатый теплообменный аппарат с линзовым компенсатором типа ТК, КК, ХК, ИК или с плавающей головкой (ГОСТ 14246—79).

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с неподвижными трубными решетками, предназначенные для аммиачных и углеводородных холодильных установок (ГОСТ 22485—77 и 22486—77), в этом пособии не приводятся.

Пример 4.1. Рассчитать теплообменный аппарат для охлаждения 1,1 кг/с диэтилового эфира от +25 до -10 °С рассолом — раствором хлористого кальция [23,8 % (масс.)], поступающим из холодильной машины. Рассол нагревается от -15 до -12 °С. Давление в линиях эфира и рассола менее 0,3 МПа. Со-

### Применение кожухотрубчатых теплообменных аппаратов со стальными трубами

$P_{\text{раб}}$  — предельные рабочие давления, зависящие от характеристики и температуры среды;  $1 \text{ кгс/см}^2 \approx 0,1 \text{ МПа}$

Тип аппарата	Применение и нормы	
	в кожухе	в трубах
Теплообменники ТН и ТК (ГОСТ 15122—79)	Нагревание и охлаждение жидких и газообразных сред Температура теплообмениваемых сред от $-70$ до $+350$ °С $P_{\text{усл}}$ для ТН от 6 до 25 кгс/см <sup>2</sup> для ТК от 6 до 16 кгс/см <sup>2</sup>	$P_{\text{усл}}$ от 6 до 16 кгс/см <sup>2</sup>
Конденсаторы КН и КК (ГОСТ 15121—79)	Конденсируемая среда Температура от 0 до $+350$ °С $P_{\text{усл}}$ для КН от 6 до 25 кгс/см <sup>2</sup> для КК от 6 до 16 кгс/см <sup>2</sup>	Охлаждающая среда Вода или другая нетоксичная и невязывающая и непожароопасная среда Температура от $-20$ до $+60$ °С $P_{\text{усл}}$ до 6 кгс/см <sup>2</sup>
Холодильники ХН и ХК (ГОСТ 15120—79)	Охлаждаемая среда Температура от $-20$ до $+300$ °С $P_{\text{усл}}$ для ХН от 6 до 40 кгс/см <sup>2</sup> для ХК от 6 до 16 кгс/см <sup>2</sup>	$P_{\text{усл}}$ до 6 кгс/см <sup>2</sup>
Испарители ИН и ИК (ГОСТ 15119—79)	Греющая среда Температура греющей и испаряемой среды от $-30$ до $+350$ °С $P_{\text{усл}}$ для ИН от 6 до 40 кгс/см <sup>2</sup> для ИК от 6 до 16 кгс/см <sup>2</sup>	Испаряемая среда $P_{\text{усл}}$ от 6 до 10 кгс/см <sup>2</sup>

поставить несколько вариантов аппаратов, отличающихся гидродинамическим режимом течения теплоносителей.

**Решение. Общая часть.** 1. Определим расход теплоты и расход рассола. Примем индекс «1» для горячего теплоносителя (диэтилового эфира), индекс «2» — для холодного теплоносителя (рассола).

Предварительно найдем среднюю температуру рассола:

$$t_2 = 0,5 [-15 + (-12)] = -13,5 \text{ °С};$$

среднюю температуру диэтилового эфира:

$$t_1 = t_2 + \Delta t_{\text{ср}} = -13,5 + 16 = +2,5 \text{ °С};$$

где  $\Delta t_{\text{ср}}$  — средняя разность температур, равная при противотоке теплоносителей 16 К.

$$\begin{array}{r}
 \begin{array}{ccc}
 & \text{эфир} & \\
 +25 & \rightarrow & -10 \\
 & \text{рассол} & \\
 -12 & \leftarrow & -15
 \end{array} \\
 \hline
 \Delta t_6 = 37 & & \Delta t_M = 5; \\
 \Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_M}{\ln(\Delta t_6 / \Delta t_M)} = \frac{37 - 5}{\ln(37/5)} = 16 \text{ К.}
 \end{array}$$

Основные характеристики теплообменников ТН и ТК и холодильников ХН и ХК с трубами 25X2 мм  
(ГОСТ 15118—79, ГОСТ 15120—79, 15122—79)

$n_p$  — число рядов труб по вертикали для горизонтальных аппаратов — по ГОСТ 15118 —79;  $h$  — расстояние между перегородками

Диаметр кожуха внутренний $D$ , мм	Число труб $n$	Длина труб $l$ , м						Проходное сечение, $г^2$			$h$ , мм	
		1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0	$S_T \cdot 10^3$	$S_M \cdot 10^2$		$S_e \cdot 10^3$
159 *	13	1,0	1,5	2,0	3,0	—	—	—	0,5	0,8	0,4	100
273 *	37	3,0	4,5	6,0	9,0	—	—	—	1,3	1,1	0,9	130
325 *	62	—	7,5	10,0	14,5	19,5	—	—	2,1	2,9	1,3	180
400	111	—	—	17	26	35	52	—	3,8	3,1	2,0	250
600	257	—	—	40	61	81	121	—	8,9	5,3	4,0	300
800	465	—	—	73	109	140	219	329	16,1	7,9	6,9	350
1000	747	—	—	—	176	235	352	528	25,9	14,3	10,6	520
1200	1083	—	—	—	—	340	510	765	37,5	17,9	16,4	550
<b>Одноходовые</b>												
325 *	56	—	6,5	9,0	13,0	17,5	—	—	1,0	1,5	1,3	180
400	100	—	—	16,0	24,0	31,0	47	—	1,7	2,5	2,0	250
600	240	—	—	38	57	75	113	—	4,2	4,5	4,0	300
800	442	—	—	69	104	139	208	312	7,7	7,0	6,5	350
1000	718	—	—	—	169	226	338	507	12,4	13,0	10,6	520
1200	1048	—	—	—	—	329	494	740	17,9	16,5	16,4	550
<b>Двухходовые</b>												
600	206	—	—	32	49	65	97	—	1,8	4,5	4,0	300
800	404	—	—	63	95	127	190	285	3,0	7,0	6,5	350
1000	666	—	—	—	157	209	314	471	5,5	13,0	10,6	520
1200	986	—	—	—	—	310	464	697	8,4	16,5	16,4	550
<b>Четырехходовые</b>												
600	196	—	—	31	46	61	91	—	1,1	4,5	3,7	300
800	384	—	—	60	90	121	181	271	2,2	7,0	7,0	350
1000	642	—	—	—	151	202	302	454	3,6	13,0	10,2	520
1200	958	—	—	—	—	301	451	677	5,2	16,5	14,2	550
<b>Шестиходовые</b>												

\* Наружный диаметр кожуха.

С учетом потерь холода в размере 5 % расход теплоты:

$$Q = 1,05G_1c_1(t_{1Н} - t_{1К}) = 1,05 \cdot 1,1 \cdot 2140 [25 - (-10)] = 86\,500 \text{ Вт};$$

расход рассола:

$$G_2 = \frac{Q}{c_2(t_{2К} - t_{2Н})} = \frac{86\,500}{2900[-12 - (-15)]} = 9,9 \text{ кг/с},$$

где  $c_1 = 2140 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$  и  $c_2 = 2900 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$  — удельные теплоемкости эфира и рассола при их средних температурах  $t_1 = +2,5^\circ\text{C}$  и  $t_2 = -13,5^\circ\text{C}$  (рис. XI и табл. LI) \*.

Объемные расходы эфира и рассола:

$$V_1 = G_1/\rho_1 = 1,1/733 = 0,0015 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$V_2 = G_2/\rho_2 = 9,9/1220 = 0,0081 \text{ м}^3/\text{с},$$

где  $\rho_1 = 733 \text{ кг/м}^3$  и  $\rho_2 = 1220 \text{ кг/м}^3$  — плотность эфира (рис. XI) и рассола (табл. LI).

2. Наметим варианты теплообменных аппаратов.

Для этого определим ориентировочно значение площади поверхности теплообмена, полагая  $K_{ор} = 250 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$  по табл. 4.8, т. е. приняв его таким же, как и при теплообмене от жидкости к жидкости для углеводородов и масел:

$$F_{ор} = \frac{Q}{K_{ор} \Delta t_{ср}} = \frac{86\,500}{250 \cdot 16} \approx 22 \text{ м}^2.$$

Из величины  $F_{ор} = 22 \text{ м}^2$  следует, что проектируемый холодильник может быть: а) теплообменником типа «труба в трубе»; б) элементарным, т. е. составленным из нескольких кожухотрубчатых аппаратов меньшей площади, соединенных последовательно; в) одиночным кожухотрубчатым аппаратом. Как следует из табл. 4.13, можем использовать как аппараты типа ХН, так и типа ТН.

Для обеспечения интенсивного теплообмена попытаемся подобрать аппарат с турбулентным режимом течения теплоносителей. Рассол направим в трубное пространство, так как он дает загрязнения, эфир — в межтрубное пространство.

В теплообменных трубах  $\varnothing 25 \times 2 \text{ мм}$  холодильников по ГОСТ 15120—79 скорость течения рассола при  $Re_2 > 10\,000$  должна быть более

$$\omega_2' = \frac{Re_2 \mu_2}{d_2 \rho_2} = \frac{10\,000 \cdot 7,165 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 1220} = 2,8 \text{ м/с},$$

где  $\mu_2 = 7,165 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  — вязкость рассола при  $t_2 = -13,5^\circ\text{C}$  (табл. LI).

Прходное сечение трубного пространства при этом должно быть менее

$$S_2' = V_2/\omega_2' = 0,0081/2,8 = 0,289 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2.$$

Кожухотрубчатый холодильник наименьшего диаметра 159 мм с числом труб 13 имеет  $S_T = 0,5 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$  (табл. 4.12). Следовательно, турбулентное течение рассола можно обеспечить только в аппарате с меньшим сечением трубного пространства, т. е. в теплообменнике «труба в трубе».

*Вариант 1.* Теплообменник «труба в трубе» (ГОСТ 9930—78).

1.1. Рассмотрим аппарат, изготовленный из труб  $89 \times 4 \text{ мм}$  (наружная труба) и  $57 \times 3,5 \text{ мм}$  (внутренняя труба). Скорость рассола в трубах для обеспечения турбулентного течения должна быть более  $\omega_2'$ :

$$\omega_2' = \frac{10\,000 \mu_2}{d_2 \rho_2} = \frac{10\,000 \cdot 7,165 \cdot 10^{-3}}{0,05 \cdot 1220} = 1,17 \text{ м/с}.$$

\* Теплофизические свойства эфира приведены в табл. IV, IX, X, XXXIII и на рис. XI и XIII, свойства рассола — в табл. XXXIII, LI, LII.



Число параллельно работающих труб  $57 \times 3,5$  мм, при этом

$$n' = \frac{V_2}{0,785 d_2' \omega_2'} = \frac{0,0081}{0,785 \cdot 0,05^2 \cdot 1,17} = 3,53.$$

Примем  $n = 2$ . Определим скорость и критерий Рейнольдса для рассола:

$$\omega_2 = \frac{V_2}{0,785 d_2^2 n} = \frac{0,0081}{0,785 \cdot 0,05^2 \cdot 2} = 2,07 \text{ м/с};$$

$$Re_2 = \frac{\omega_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{2,07 \cdot 0,05 \cdot 1220}{7,165 \cdot 10^{-3}} = 17\,650.$$

Для эфира:

$$\omega_1 = \frac{V_1}{S_1} = \frac{0,0015}{0,785 (D^2 - d^2) n} = \frac{0,0015}{0,785 (0,081^2 - 0,057^2) \cdot 2} = 0,27 \text{ м/с}$$

$$Re_1 = \frac{\omega_1 d_3 \rho_1}{\mu_1} = \frac{0,27 \cdot 0,024 \cdot 733}{0,28 \cdot 10^{-3}} = 16\,960,$$

где эквивалентный диаметр  $d_3 = D - d = 0,081 - 0,057 = 0,024$  м.

1.2. Составим схему процесса теплопередачи (рис. 4.23). По табл. 4.1 находим, что теплоотдача для обоих потоков описывается уравнением (4.17):

$$Nu = 0,021 \epsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}.$$

Коэффициент  $\epsilon_l$  примем равным 1, полагая, что  $L/d_3 > 50$  (табл. 4.3). Ввиду того, что температуры стенок со стороны эфира  $t_{ст.1}$  и рассола  $t_{ст.2}$  пока неизвестны, примем множитель  $(Pr/Pr_{ст})^{0,25}$  равным единице для обоих потоков [это позволяет сделать сама форма уравнения (4.17)].

а) Коэффициент теплоотдачи для эфира.

Критерий Прандтля для эфира при  $+2,5^\circ\text{C}$ :

$$Pr_1 = c_{11} \mu_1 / \lambda_1 = 2140 \cdot 0,28 \cdot 10^{-3} / 0,136 = 4,4,$$

где  $\lambda_1 = 0,136$  Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности эфира (рис. X), Критерий Нуссельта для эфира:

$$Nu_1' = 0,021 \cdot 1 \cdot 16\,960^{0,8} \cdot 4,4^{0,43} \cdot 1 = 94,8.$$

Коэффициент теплоотдачи от эфира к стенке:

$$\alpha_1' = Nu \lambda_1 / d_1 = 94,8 \cdot 0,136 / 0,024 = 537 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

б) Коэффициент теплоотдачи для рассола.

Критерий Прандтля для рассола при  $-13,5^\circ\text{C}$ :

$$Pr_2 = c_{22} \mu_2 / \lambda_2 = 2900 \cdot 7,165 \times 10^{-2} / 0,473 = 44,$$

где  $\lambda_2 = 0,473$  Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности рассола (табл. LI).

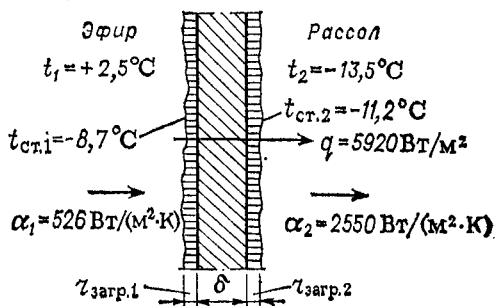


Рис. 4.23 (к первому варианту расчета примера 4.1).

Критерий Нуссельта:

$$Nu_2 = 0,021 \cdot 1 \cdot 17650^{0,8} \cdot 44^{0,43} \cdot 1 = 262.$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки к рассолу:

$$\alpha_2 = Nu_2 \lambda_2 / d_2 = 262 \cdot 0,473 / 0,050 = 2480 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Термическое сопротивление стенки и загрязнений (табл. XXXI):

$$\sum r_{ст} = \frac{1}{5800} + \frac{0,0035}{46,5} + \frac{1}{5800} = 4,2 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}.$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{537} + 4,2 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2480}} = 373 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поверхностная плотность теплового потока:

$$q' = K' \Delta t_{ср} = 373 \cdot 16 = 5970 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

1.3. Определим ориентировочно значения  $t'_{ст.1}$  и  $t'_{ст.2}$ , исходя из того, что

$$q' = K' \Delta t_{ср} = \alpha_1' \Delta t_1' = \frac{1}{\sum r_{ст}} \Delta t_2' = \alpha_2' \Delta t_2',$$

где сумма

$$\Delta t_1' + \Delta t_{ст}' + \Delta t_2' = \Delta t_{ср}.$$

Найдем:

$$\Delta t_1 = q' / \alpha_1' = 5970 / 537 = 11,1 \text{ К};$$

$$\Delta t_{ст}' = q' \sum r_{ст} = 5970 \cdot 4,2 \cdot 10^{-4} = 2,5 \text{ К};$$

$$\Delta t_2' = q' \frac{1}{\alpha_2'} = \frac{5970}{2480} = 2,4 \text{ К}.$$

Проверка: сумма  $\Delta t_1'$ ,  $\Delta t_2'$  и  $\Delta t_{ст}'$  равна  $\Delta t_{ср}$ :

$$11,1 + 2,5 + 2,4 = 16 \text{ К} = 16 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Отсюда

$$t'_{ст.1} = t_1 - \Delta t_1' = 2,5 - 11,1 = -8,6 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t'_{ст.2} = t_2 + \Delta t_2' = -13,5 + 2,4 = -11,1 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Введем поправку в коэффициенты теплоотдачи, определив  $(Pr/Pr_{ст})^{0,25}$ . Критерий Прандтля для эфира при  $t_{ст.1} = -8,6 \text{ }^\circ\text{C}$ :

$$Pr_{ст.1} = c_{ст.1} \mu_{ст.1} / \lambda_{ст.1} = 2050 \cdot 0,322 \cdot 10^{-3} / 0,137 = 4,85.$$

Критерий Прандтля для рассола при  $t_{ст.2} = -11,1 \text{ }^\circ\text{C}$ :

$$Pr_{ст.2} = c_{ст.2} \mu_{ст.2} / \lambda_{ст.2} = 2900 \cdot 6,2 \cdot 10^{-8} / 0,475 = 38.$$

Коэффициенты теплоотдачи:  
для эфира

$$\begin{aligned} \alpha_1 &= \alpha_1' (Pr_1 / Pr_{ст.1})^{0,25} = 537 (4,4 / 4,85)^{0,25} = 537 \cdot 0,908^{0,25} = \\ &= 537 \cdot 0,98 = 526 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); \end{aligned}$$

для рассола

$$\alpha_2 = \alpha'_2 (P_{Г_2}/P_{Г_{ст.2}})^{0,25} = 2480 (44/38)^{0,25} = 2480 \cdot 1,16^{0,25} = \\ = 2480 \cdot 1,03 = 2550 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Исправленные значения  $K$ ,  $q$ ,  $t_{ст.1}$ ,  $t_{ст.2}$ :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{526} + 4,2 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2550}} = 370 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$q = K \Delta t_{ср} = 370 \cdot 16 = 5920 \text{ Вт}/\text{м}^2;$$

$$t_{ст.1} = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 2,5 - \frac{5920}{526} = 2,5 - 11,2 = -8,7 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_{ст.2} = t_2 + \frac{q}{\alpha_2} = -13,5 + \frac{5920}{2550} = -13,5 + 2,3 = -11,2 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Дальнейшее уточнение  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$  и других величин не требуется, так как расхождение между  $\alpha'_1$ ,  $\alpha_1$  и  $\alpha_2$ ,  $\alpha'_2$  и др. не превышает 5 %.

1.4. Расчетная площадь поверхности теплопередачи:

$$F_p' = Q/q = 86\,500/5920 = 14,6 \text{ м}^2.$$

С запасом 10 %:  $F_p = 16,1 \text{ м}^2$ .

Площадь поверхности теплообмена одного элемента длиной 6 м:

$$F_1 = \pi d_{ср} L = 3,14 \cdot 0,0535 \cdot 6 = 1,01 \text{ м}^2.$$

Число элементов в каждой из двух секций (ветвей):

$$N = \frac{F_p}{nF_1} = \frac{16,1}{2 \cdot 1,01} = 8 \text{ шт.}$$

Общее число элементов  $nN = 2 \cdot 8 = 16$  шт. Масса аппарата «труба в трубе» — 1600 кг. — см. каталог «Теплообменники ТТ. Емкостная сварная аппаратура». М., ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1968.

Вариант 2. Кожухотрубчатый холодильник диаметром 159 мм с трубами  $25 \times 2$  мм (ГОСТ 15120—79).

2.1. Скорость и критерий Рейнольдса для рассола:

$$w_2 = \frac{V_2}{S_2} = \frac{V_2}{0,785nd_2^2} = \frac{0,0051}{0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 13} = 1,81 \text{ м}/\text{с};$$

$$Re_2 = \frac{w_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{1,81 \cdot 0,021 \cdot 1220}{7,165 \cdot 10^{-3}} = 6500;$$

скорость и критерий Рейнольдса для эфира:

$$w_1 = \frac{V_1}{S_1} = \frac{0,0015}{0,8 \cdot 10^{-2}} = 0,187 \text{ м}/\text{с};$$

$$Re_1 = \frac{w_1 d_1 \rho_1}{\mu_1} = \frac{0,187 \cdot 0,025 \cdot 733}{0,28 \cdot 10^{-3}} = 12\,300,$$

где  $S_1 = 0,8 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$  — проходное сечение межтрубного пространства между перегородками по ГОСТ 15120—79;  $\mu_1 = 0,28 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  — вязкость эфира при  $+2,5 \text{ }^\circ\text{C}$  (табл. IX);  $d_1 = 0,025 \text{ м}$  — наружный диаметр труб, определяющий линейный размер при поперечном обтекании.

2.2. Для расчета процесса теплопередачи в этом случае (как и в предыдущих) необходимо знать температуры  $t_{ст.1}$  и  $t_{ст.2}$ . Для потока в трубах при  $Re_2 <$

$< 10\,000$  значение  $t_{\text{ст.2}}$  влияет на выбор вида расчетной формулы через посредство произведения  $\text{GrPr}$ . Зададимся значениями  $t_{\text{ст.1}}$  и  $t_{\text{ст.2}}$ , исходя из того, что  $t_1 > t_{\text{ст.1}} > t_{\text{ст.2}} > t_2$ , например, примем  $t'_{\text{ст.1}} = -10^\circ\text{C}$ ;  $t'_{\text{ст.2}} = -11^\circ\text{C}$  (с последующей проверкой).

а) Коэффициент теплоотдачи для эфира ( $\text{Re}_1 = 12300$ ).

При поперечном омывании потоком трубного пучка при  $\text{Re} \geq 1000$  рекомендуется соотношение (4.31):

$$\text{Nu} = 0,4\epsilon_{\text{Ф}} \text{Re}^{0,6} \text{Pr}^{0,36} (\text{Pr}/\text{Pr}_{\text{ст}})^{0,25}.$$

Примем  $\epsilon_{\text{Ф}} = 0,6$  (см. с. 157). Критерий Прандтля для эфира при  $t_{\text{ст.1}} = -10^\circ\text{C}$ :

$$\text{Pr}'_{\text{ст.1}} = (c\mu/\lambda)_{t_{\text{ст.1}}} = 2070 \cdot 0,328 \cdot 10^{-3}/0,136 = 5,0.$$

Тогда

$$\text{Nu}'_1 = 0,4 \cdot 0,6 \cdot 12\,300^{0,6} \cdot 4,4^{0,36} (4,4/5,0)^{0,25} = 105;$$

$$\alpha'_1 = \text{Nu}'_1 \lambda_1/d_1 = 105 \cdot 0,136/0,025 = 570 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

б) Коэффициент теплоотдачи для рассола ( $\text{Re}_2 = 6500$ ).

Для выбора расчетной формулы определим произведение  $(\text{GrPr})$  при определяющей температуре — средней температуре пограничного слоя (см. с. 154):

$$i_2 = 0,5 (t_{\text{ст.2}} + t_2) = 0,5 [-11 + (-13,5)] = -12,25^\circ\text{C}.$$

Физические свойства рассола при  $t_2 = -12,25^\circ\text{C}$ :  $\rho_2 = 1220 \text{ кг}/\text{м}^3$ ;  $\mu_2 = 6,7 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ ;  $\lambda_2 = 0,475 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  — табл. LI;  $c_2 = 2902 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$  — табл. LII;  $\beta_2 = 0,35 \cdot 10^{-3} \text{ К}^{-1}$  — табл. XXXIII;

$$\text{Pr}' = c_2 \mu_2/\lambda_2 = 2902 \cdot 6,7 \cdot 10^{-3}/0,475 = 40,9;$$

$$\text{Gr}' = \frac{g d_2^3 \rho_2^2}{\mu_2^2} \beta \Delta t_2 = \frac{9,81 \cdot 0,021^3 \cdot 1220^2}{(6,7 \cdot 10^{-3})^2} \cdot 0,35 \cdot 10^{-3} [-11 - (-13,5)] = 2,4 \cdot 10^3;$$

$$(\text{Gr}' \text{Pr}') = 2,4 \cdot 10^3 \cdot 40,9 = 9,8 \cdot 10^4.$$

Для определения  $\text{Nu}_2$  при  $(\text{Gr}_2 \text{Pr}_2) < 8 \cdot 10^5$  воспользуемся рис. 4.1. При

$$\text{Re}_2 = 6500: \frac{\text{Nu}}{\text{Pr}^{0,43} (\text{Pr}/\text{Pr}_{\text{ст}})^{0,25}} = 22, \text{ откуда}$$

$$\text{Nu}'_2 = 22 \text{Pr}'^{0,43} (\text{Pr}'/\text{Pr}'_{\text{ст.2}})^{0,25} = 22 \cdot 44^{0,43} (44/38)^{0,25} = 115$$

(где  $\text{Pr}'_{\text{ст.2}} = 38$  при  $t_{\text{ст.2}} = -11^\circ\text{C}$ );

$$\alpha'_2 = \text{Nu}'_2 \lambda_2/d_2 = 115 \cdot 0,473/0,021 = 2590 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{570} + 4,2 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2590}} = 390 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поверхностная плотность теплового потока:

$$q' = K \Delta t'_{\text{ст}} = 390 \cdot 16 = 6240 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

2.3. Уточним значения  $t_{\text{ст.1}}$  и  $t_{\text{ст.2}}$ :

$$t_{\text{ст.1}} = t_1 - \Delta t_1 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = +2,5 - \frac{6240}{570} = -8,5^\circ\text{C};$$

$$t_{\text{ст.2}} = t_2 + \Delta t_2 = -t_2 + \frac{q}{\alpha_2} = -13,5 + \frac{6240}{2590} = -11,1^\circ\text{C}.$$

Имеем существенное расхождение между  $t'_{ст. 1}$  и  $t_{ст. 1}$  ( $-10^\circ\text{C}$  и  $-8,5^\circ\text{C}$ ), однако это не влияет на коэффициент теплопередачи  $\alpha_1$ , так как критерий Прандтля эфира при  $-8,5^\circ\text{C}$  равен 4,9, что близко к  $\text{Pr}'_{ст. 1} = 5,0$  при  $-10^\circ\text{C}$ . Итак, окончательно  $t_{от. 1} = -8,5^\circ\text{C}$ ,  $t_{ст. 2} = -11,1^\circ\text{C}$ .

2.4. Расчетная площадь поверхности теплопередачи:

$$F_p' = Q/q = 86\,500/6240 = 13,85 \text{ м}^2.$$

С запасом 10%:  $F_p = 15,2 \text{ м}^2$ .

Принимаем к установке аппараты длиной 3 м (ГОСТ 15120—79). Площадь поверхности теплообмена одного аппарата по среднему диаметру труб:

$$F = \pi d_{ср} n L = 3,14 \cdot 0,023 \cdot 13 \cdot 3 = 2,81 \text{ м}^2.$$

Необходимое число аппаратов:

$$N = F_p/F = 15,2/2,81 = 5,4.$$

Примем  $N = 6$ . Запас поверхности составляет при этом

$$\frac{FN - F_p'}{F_p'} = \frac{2,81 \cdot 6 - 13,85}{13,85} 100 = 21,3\%.$$

Масса одного аппарата диаметром 159 мм с трубами длиной 3 м равна  $M_1 = 255 \text{ кг}$  (ГОСТ 15120—79), масса элементного теплообменника, состоящего из  $N$  аппаратов:

$$M = M_1 N = 255 \cdot 6 = 1530 \text{ кг}.$$

Аппараты по вариантам 1 и 2 имеют высокую металлоемкость ( $\sim 100 \text{ кг/м}^2$  поверхности теплообмена) — в этом их общий недостаток. Кроме того, оба варианта отличаются большим числом элементов и фланцевых соединений, что неудобно для обслуживания (замена прокладок, проверка герметичности и т. п.). Поэтому целесообразно в качестве варианта рассмотреть кожухотрубчатый теплообменник большего диаметра, например аппарат  $D = 273 \text{ мм}$  или  $325 \text{ мм}$ . Вариант 3. Кожухотрубчатый холодильник диаметром  $D = 273 \text{ мм}$  с трубами  $25 \times 2 \text{ мм}$  (ГОСТ 15120—79).

3.1. Скорость и критерий Рейнольдса для рассола:

$$w_2 = \frac{V_2}{S_2} = \frac{V_2}{0,785 d_2^2 n} = \frac{0,0081}{0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 37} = 0,635 \text{ м/с},$$

где  $n = 37$  — число труб (ГОСТ 15118—79);

$$\text{Re}_2 = \frac{w_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{0,635 \cdot 0,021 \cdot 1220}{7,165 \cdot 10^{-3}} = 2280.$$

Скорость и критерий Рейнольдса для эфира:

$$w_1 = \frac{V_1}{S_1} = \frac{0,0015}{1,1 \cdot 10^{-2}} = 0,136 \text{ м/с};$$

$$\text{Re}_1 = \frac{w_1 d_1 \rho_1}{\mu_1} = \frac{0,136 \cdot 0,025 \cdot 733}{0,28 \cdot 10^{-3}} = 10\,000,$$

где  $S_1 = 1,1 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$  — проходное сечение межтрубного пространства (ГОСТ 15120—79).

3.2. Для теплового расчета ориентировочно примем  $t_{от. 1} = -10^\circ\text{C}$ ,  $t_{ст. 2} = -11^\circ\text{C}$ .

а) Коэффициент теплоотдачи для эфира.

При  $\text{Re}_1 = 10\,000$  применим соотношение (4.31):

$$\text{Nu}'_1 = 0,4 \cdot 0,6 \cdot 10\,000^{0,6} \cdot 4,4^{0,36} (4,4/5,0)^{0,25} = 97,5;$$

$$\alpha'_1 = \text{Nu}'_1 \lambda_1 / d_1 = 97,5 \cdot 0,136 / 0,025 = 530 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

б) Коэффициент теплоотдачи для рассола.

Для выбора расчетного соотношения при  $Re_2 = 2280$  определим произведение  $Pe \frac{d}{L}$  (табл. 4.4) при средней температуре пограничного слоя  $t_2$

$$t_2 = 0,5 (t_2 + t_{ст. 2}) = 0,5 [-13,5 + (-11)] = -12,25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

и максимальной длине труб  $L = 3$  м:

$$Pe \frac{d}{L} = \frac{w d c_p}{\lambda} \frac{d}{L} = \frac{0,635 \cdot 2900 \cdot 1220 \cdot 0,021}{0,47} \frac{0,021}{3} = 700.$$

При  $Pe \frac{d}{L} > 20$  применима формула (4.23):

$$Nu = 1,55 e_l \left( Pe \frac{d}{L} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_{с1}} \right)^{0,14}.$$

Примем  $e_l = 1$ ; вязкость рассола:  $\mu_{с1} = 6,35 \cdot 10^{-3}$  при  $t_{ст. 2} = -11 \text{ } ^\circ\text{C}$ ;

$$Nu_2 = 1,55 \cdot 1 \cdot 700^{1/3} \left( \frac{7,165 \cdot 10^{-3}}{6,35 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,14} = 14,0;$$

$$\alpha_2 = Nu_2 \lambda_2 / d_2 = 14,0 \cdot 0,470 / 0,021 = 313 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{530} + 4,2 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{313}} = 181 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Поверхностная плотность теплового потока:

$$q' = K' \Delta t_{ср} = 181 \cdot 16 = 2900 \text{ Вт/м}^2.$$

Проверка значений  $t_{ст. 1}$  и  $t_{ст. 2}$ :

$$t_{ст. 1} = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = +2,5 - \frac{2900}{530} = 2,5 - 5,5 = -3 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$t_{ст. 2} = t_2 + \frac{q}{\alpha_2} = -13,5 + \frac{2900}{313} = -4,2 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

При этих значениях  $t_{ст. 1}$  и  $t_{ст. 2}$  сделаем новый расчет. Введение поправки в коэффициент теплопередачи для эфира не требуется, так как множитель  $(Pr/Pr_{ст})^{0,25}$  в новых условиях близок к таковому в предыдущем расчете.

Для рассола определяющая температура

$$t_2 = 0,5 (t_2 + t_{ст. 2}) = 0,5 [-13,5 + (-4,2)] = -8,85 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Физические свойства рассола при  $t_2 = -8,85 \text{ } ^\circ\text{C}$ :  $\rho = 1220 \text{ кг/м}^3$ ;  $c_2 = 2910 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$ ;  $\mu_2 = 5,7 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ ;  $\lambda = 0,48 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ . Тогда

$$Re = w d c_p / \lambda = 0,635 \cdot 0,021 \cdot 2910 \cdot 1220 / 0,48 = 99\,000;$$

$$Pe \frac{d}{L} = 99\,000 \frac{0,021}{3} = 690.$$

Как следует из сравнения произведений  $Pe \frac{d}{L}$  для рассматриваемых значений  $t_{ст. 2}$  также близки и поэтому введение поправки в  $\alpha_2$  не требуется. Расчет теплопередачи окончен.

3.4. Расчетная площадь поверхности теплопередачи:

$$F_p' = Q/q = 86\,500/2900 = 29,8 \text{ м}^2.$$

С запасом 10 %:  $F_p = 32,7 \text{ м}^2$ .

Площадь поверхности теплопередачи одного аппарата с трубами  $L = 3 \text{ м}$ :

$$F_1 = \pi d_{cp} n L = 3,14 \cdot 0,023 \cdot 37,3 = 8 \text{ м}^2.$$

Необходимое число аппаратов:

$$N' = F_p / F_1 = 32,7 / 8 = 4,1.$$

Принимаем  $N = 4$ . Запас:

$$\frac{NF - F'_p}{F'_p} = \frac{4 \cdot 8 - 29,8}{29,8} 100 = 7,4\%.$$

Масса одного аппарата  $D = 273 \text{ мм}$  с трубами  $L = 3 \text{ м}$  равна  $M_1 = 553 \text{ кг}$ .  
Масса всех аппаратов:

$$M = M_1 N = 553 \cdot 4 = 2212 \text{ кг}.$$

Из расчета следует, что дальнейшее уменьшение скорости рассола приведет к еще большему снижению коэффициента  $K$  и росту поверхности теплопередачи. Однако, учитывая все обстоятельства, что в более крупных аппаратах расход металла на единицу площади теплообмена меньше, чем в мелких аппаратах, выполним расчет одноходового аппарата  $D = 400 \text{ мм}$  с трубами  $25 \times 4 \text{ мм}$ .

Другим направлением может быть применение многоходовых аппаратов (см. вариант 6).

**Вариант 4.** Кожухотрубчатый аппарат  $D = 400 \text{ мм}$  одноходовый (ГОСТ 15122—79).

Расчет аналогичен предыдущему. Приведем здесь лишь окончательные результаты. В аппарате с трубами длиной  $L = 6 \text{ м}$  для эфира:  $\omega_1 = 0,0425 \text{ м/с}$ ;  $Re_1 = 2790$ ;  $\alpha_1 = 292 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ ; для рассола:  $\omega_2 = 0,261 \text{ м/с}$ ;  $Re_2 = 930$ ;  $\alpha_2 = 197 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ .

Коэффициент теплопередачи:  $K = 112 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ .

Поверхностная плотность теплового потока:  $q = 1790 \text{ Вт/м}^2$ .

Расчетная площадь поверхности теплопередачи:

$$F'_p = 86\,500 / 1790 = 48,4 \text{ м}^2.$$

С запасом 10 %:  $F_p = 53 \text{ м}^2$ .

Площадь поверхности теплообмена одного аппарата:

$$F_1 = \pi d_{cp} n L = 3,14 \cdot 0,023 \cdot 111 \cdot 6 = 48,2 \text{ м}^2.$$

Из сравнения  $F_1$  и  $F'_p$  следует, что от аппарата с трубами  $L = 6 \text{ м}$  придется отказаться, так как при его применении нет запаса поверхности теплообмена (при использовании аппарата с  $D = 400 \text{ мм}$ ,  $L = 6 \text{ м}$  придется прибегнуть к более холодному рассолу, чтобы повысить  $q$  за счет  $\Delta t_{cp}$ ).

**Вариант 5.** В аппаратах с трубами  $L = 4 \text{ м}$ :  $\alpha_1 = 292 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ ;  $\alpha_2 = 242 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ ;  $K = 125 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ . Площадь поверхности теплообмена:  $F'_p = 43,4 \text{ м}^2$ ; с запасом 10 %:  $F_p = 47,7 \text{ м}^2$ . Для одного аппарата  $F_1 = 32,2 \text{ м}^2$ . Число аппаратов:  $N' = 47,7 / 32,2 = 1,48$ . Принимаем  $N = 2$ . Запас поверхности составит  $\frac{64,4 - 4,34}{43,4} 100 = 48,5\%$ . Как видим, запас поверхности в этом случае неоправданно велик.

**Вариант 6.** Кожухотрубчатый холодильник диаметр 325 мм с трубами  $25 \times 2 \text{ мм}$  двухходовый (ГОСТ 15120—79).

6.1. Проверим возможность и целесообразность применения многоходового аппарата, вычислив среднюю разность температур смешанного тока, воспользовавшись соотношениями (4.80) и (4.81).

а) По формуле (4.80)  $\Delta t_{\text{ср}} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{\text{ср. пр.}}$ , где  $\varepsilon = f(P, R)$ :

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{(-12) - (-15)}{25 - (-15)} = \frac{3}{40} = 0,08;$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{25 - (-10)}{(-12) - (-15)} = \frac{35}{3} \approx 12.$$

На рис. VIII зависимость для  $R = 12$  отсутствует, что делает невозможным определение  $\varepsilon_{\Delta t}$  по формуле (4.80).

б) По (4.81):

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{A}{2,3 \lg \frac{\Delta t_6 + \Delta t_M + A}{\Delta t_6 + \Delta t_M - A}} = \frac{35,2}{2,3 \lg \frac{37 + 5 + 35,2}{37 + 5 - 35,2}} = 14,5 \text{ К},$$

где  $\Delta t_6 = 37$ ;  $\Delta t_M = 5$  (см. расчет  $\Delta t_{\text{ср}}$  при противотоке);

$$A = \sqrt{\delta T^2 + \delta t^2} = \sqrt{[25 - (-10)]^2 + [(-12) - (-15)]^2} = \sqrt{35^2 + 3^2} = 35,2.$$

Применение многоходового аппарата в нашем случае будет сопровождаться небольшим снижением  $\Delta t_{\text{ср}}$  (с 16 К до 14,5 К, т. е. в 1,1 раза). Следовательно, многоходовой аппарат применим.

6.2. По ГОСТ 15118—79 число труб одного хода  $n_1 = 26$  шт., общее —  $n = 52$  шт. Сечение одного хода грубого пространства  $S_T = 0,785d^2 n_1 = 1 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$ , проходное сечение межтрубного пространства (между перегородками)  $S_{\text{MT}} = 1,5 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$  (ГОСТ 15120—79).

Скорость и критерий Рейнольдса для эфира:

$$\omega_1 = \frac{V_1}{S_1} = \frac{0,0014}{1,5 \cdot 10^{-2}} = 0,0935 \text{ м/с};$$

$$\text{Re}_1 = \frac{\omega_1 d_1 \rho_1}{\mu_1} = \frac{0,0935 \cdot 0,025 \cdot 733,6}{0,29 \cdot 10^{-3}} = 5920,$$

где  $\mu_1$  и  $\rho_1$  взяты при средней температуре эфира  $t_1 = t_2 + \Delta t_{\text{ср}} = -13,5 + 14,5 = 1^\circ \text{С}$ .

Скорость и критерий Рейнольдса для рассола:

$$\omega_2 = \frac{V_2}{S_2} = \frac{0,0081}{1 \cdot 10^{-2}} = 0,81 \text{ м/с};$$

$$\text{Re}_2 = \frac{\omega_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{0,81 \cdot 0,021 \cdot 1220}{7,165 \cdot 10^{-3}} = 2900.$$

6.3. Для теплового расчета примем  $t_{\text{ср. 1}} = -6^\circ \text{С}$ ,  $t_{\text{ср. 2}} = -8^\circ \text{С}$ .

а) Коэффициент теплоотдачи для эфира. По формуле (4.31):

$$\text{Nu}_1 = 0,4 \cdot 0,6 \cdot 5920^{0,6} \cdot 4,5^{0,36} (4,5/4,8)^{0,25} = 74,5;$$

$$\alpha_1 = \text{Nu}_1 \lambda_1 / d_1 = 74,5 \cdot 0,136 / 0,025 = 405 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

б) Коэффициент теплоотдачи для рассола. По рис. 4.1:

$$\text{Nu}_2 = 6 \text{Pr}_2^{0,43} (\text{Pr}_2 / \text{Pr}_{\text{ср. 2}})^{0,25} = 6 \cdot 44^{0,43} (44/33)^{0,25} = 32,7;$$

$$\alpha_2 = \text{Nu}_2 \lambda_2 / d_2 = 32,7 \cdot 0,473 / 0,021 = 736 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{405} + 4,2 \cdot 10^{-3} + \frac{1}{736}} = 235 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$



Поверхностная плотность теплового потока:

$$q = K \Delta t_{\text{ср}} = 235 \cdot 14,5 = 3400 \text{ Вт/м}^2.$$

Проверка значений  $t_{\text{ст. 1}}$  и  $t_{\text{ст. 2}}$ :

$$\Delta t_1 = q/\alpha_1 = 3400/405 = 8,4 \quad K = 8,4 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_{\text{ст. 1}} = t_1 - 8,4 = 1 - 8,4 = -7,4 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_2 = q/\alpha_2 = 3400/736 = 4,6 \quad K = 4,6 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_{\text{ст. 2}} = -13,5 + 4,6 = -8,9 \text{ K}.$$

Введение поправки в расчет  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$ ,  $K$  и  $q$  не требуется.

Площадь поверхности теплопередачи:

$$F_p' = 86\,500/3400 = 25,4 \text{ м}^2.$$

С запасом 10 %:  $F_p = 27,9 \text{ м}^2$ .

Площадь поверхности теплопередачи одного аппарата по среднему диаметру труб при  $L = 4 \text{ м}$ :

$$F_1 = 3,14 \cdot 0,023 \cdot 52 \cdot 4 = 15 \text{ м}^2.$$

Число аппаратов:

$$N' = F_p'/F_1 = 27,9/15 = 1,86.$$

Принимаем  $N = 2$  шт. Запас:

$$\frac{2 \cdot 15 - 25,4}{25,4} 100 = 18\%.$$

Масса двух аппаратов:  $M = 2 \cdot 820 = 1640 \text{ кг}$ .

*Вариант 7.* Кожухотрубчатый аппарат диаметром 400 мм с трубами 20×2 мм двухходовый.

7.1. Аппараты с трубами 20×2 мм обладают большей площадью поверхности теплообмена при тех же габаритных размерах, что, вероятно, позволит нам обойтись одним аппаратом. В аппарате  $D = 400 \text{ мм}$ ,  $S_T = 1,7 \cdot 10^{-2} \text{ м}$ ,  $S_{MT} = 3,0 \times 10^{-3} \text{ м}^2$  (ГОСТ 15120—79). Число труб одного хода 83, **общее 166** (ГОСТ 15118—79).

Для эфира:

$$\omega_1 = \frac{V_1}{S_1} = \frac{0,0014}{3 \cdot 10^{-2}} = 0,0467 \text{ м/с};$$

$$Re_1 = \frac{\omega_1 d_1 \rho_1}{\mu_1} = \frac{0,0467 \cdot 0,020 \cdot 733,6}{0,29 \cdot 10^{-3}} = 2370.$$

Для рассола:

$$\omega_2 = \frac{V_2}{S_2} = \frac{0,0081}{1,7 \cdot 10^{-2}} = 0,477 \text{ м/с};$$

$$Re_2 = \frac{\omega_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{0,477 \cdot 0,016 \cdot 1220}{7,165 \cdot 10^{-3}} = 1300.$$

7.2. Для теплового расчета примем  $t_{\text{ст. 1}} = -6 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $t_{\text{ст. 2}} = -8 \text{ }^\circ\text{C}$ .

а) Коэффициент теплоотдачи для эфира:

$$\alpha_1 = \frac{\lambda_1}{d_1} Nu_1 = \frac{0,136}{0,020} 0,4 \cdot 0,6 \cdot 2370^{0,6} \cdot 4,5^{0,36} \left(\frac{4,5}{4,8}\right)^{0,25} = 286 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}.$$

б) Коэффициент теплоотдачи для рассола.

Определим  $Re \frac{d}{L}$  при  $\bar{t}_2 = 0,5 (t_2 + t_{ср.2}) = 0,5 [-13,5 + (-6)] = -10^\circ\text{C}$  и длине труб  $L = 6$  м:

$$Re_2 \frac{d_2}{L} = \frac{w_2 d_2 c_2 \rho_2}{\lambda_2} \frac{d_2}{L} = \frac{0,477 \cdot 0,016 \cdot 2910 \cdot 1220}{0,48} \frac{0,016}{6} = 56\,500 \cdot 0,0025 = 141;$$

$$\alpha_2 = \frac{\lambda_2 Nu_2}{d_2} = \frac{0,48}{0,016} 1,55 \cdot 1 \cdot 141^{1/3} \left( \frac{5,925 \cdot 10^{-3}}{5,0 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,14} = 242 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{286} + 4,2 \cdot 10^{-3} + \frac{1}{242}} = 125 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

7.3. Площадь поверхности теплопередачи:

$$F_p = \frac{Q}{K \Delta t_{ср}} = \frac{86\,500}{125 \cdot 14,5} = 47,8 \text{ м}^2.$$

С запасом 10 %:  $F_p = 52,5 \text{ м}^2$ .

Площадь поверхности теплообмена одного аппарата ( $D = 325$  мм,  $L = 6000$  мм):

$$F_1 = \pi d_{ср} n L = 3,14 \cdot 0,018 \cdot 166 \cdot 6 = 56,5 \text{ м}^2.$$

Запас:

$$\frac{F_1 - F_p'}{F_p'} = \frac{56,5 - 47,8}{47,8} 100 = 17,8\%.$$

Масса аппарата:  $M_1 = 1890$  кг.

Сопоставление вариантов аппарата для охлаждения диэтилового эфира рассолом выполним по показателям, приведенным в табл. 4.13\*.

Наименьшую стоимость имеет аппарат типа «труба в трубе», однако он обладает существенным гидравлическим сопротивлением (по рассолу 10 Па), громоздок. Поэтому предпочтительнее следует отдать кожухотрубчатым аппаратам: элементному, состоящему из двух аппаратов  $D = 325$  мм и  $L = 4$  м или одиночному аппарату  $D = 490$  мм,  $L = 6$  м с трубами  $20 \times 2$  мм.

**Пример 4.И.** Рассчитать два варианта горизонтального кожухотрубчатого теплообменного аппарата для нагрева 20 т/ч толуола от 21 до 98 °С. Греющий водяной насыщенный пар имеет абсолютное давление  $p = 1,6$  кгс/см<sup>2</sup>. В водяном паре содержится 0,5 % воздуха.

1-й вариант: турбулентное течение толуола в трубном пространстве.

2-й вариант: ламинарное течение толуола в трубном пространстве.

**Решение.** Ввиду того, что в трубах нагревается толуол, а не вода и температура в трубах выше 60 °С, используем аппараты типа ТН или ТК. Принимаем для межтрубного пространства индекс «1», для трубного — «2».

Температура конденсации водяного пара  $t_{\text{конд}} = 112,7^\circ\text{C}$  (табл. LVII). Температурная схема:

$$\begin{array}{ccc} 112,7 & \text{---} & 112,7 \\ & & 21 \rightarrow 98 \\ \hline \Delta t_6 = 91,7 & & \Delta t_m = 14,7. \end{array}$$

\* Цены взяты по «Прейскуранту № 23—03. Оптовые цены на оборудование химическое. Часть 1. Стандартизованное химическое оборудование. Кн. 1». М.: Прейскурантиздат, 1981. — 348 с.

## Холодильники для охлаждения эфира рассолом

Аппарат	Количество $N$ , шт.	Масса 1 шт., кг	Цена 1 шт., руб.	Цена $N$ шт., руб.	Металло- емкость, кг/м <sup>3</sup>
Теплообменник «труба в трубе» (ГОСТ 9930—78)					
Трубы 89×4 мм 57×3,5 мм	16	100	~100	1600—1700	99,5
Кожухотрубчатые холодильники одноходовые (ГОСТ 15120—79)					
$D = 159$ мм, $L = 3$ м, $d = 25 \times 2$ мм	6	255	345	2070	91,0
$D = 273$ мм, $L = 3$ м, $d = 25 \times 2$ мм	4	553	600	2400	69,5
Кожухотрубчатые теплообменники (ГОСТ 15122—79)					
$D = 400$ мм, $L = 6$ м, $d = 25 \times 2$ мм	1 *	1750	1530	1530	36,5
$D = 400$ мм, $L = 4$ м, $d = 25 \times 2$ мм	2 **	1290	1200	2400	40,3
Кожухотрубчатые холодильники двухходовые (ГОСТ 15120—79)					
$D = 325$ мм, $L = 4$ м, $d = 25 \times 2$ мм	2	820	900	1800	54,7
$D = 400$ мм, $L = 6$ м, $d = 20 \times 2$ мм	1	1890	1800	1800	33,5

\* Нет запаса поверхности теплопередачи.

\*\* Запас слишком велик (~48 %).

Средняя разность температур:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_M}{2,3 \lg (\Delta t_6 / \Delta t_M)} = \frac{91,7 - 14,7}{2,3 \lg (91,7 / 14,7)} = 42,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 42,1 \text{ К.}$$

Средняя температура толуола:

$$t_2 = t_1 - \Delta t_{\text{ср}} = 112,7 - 42,1 \approx 70 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

Расход толуола:

$$G_2 = 20000 / 3600 = 5,56 \text{ кг/с; } V_2 = G_2 / \rho_2 = 5,56 / 820 = 0,00678 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Здесь  $\rho_2 = 820 \text{ кг/м}^3$  — плотность толуола при  $70 \text{ } ^\circ\text{C}$  (табл. IV).

Расход теплоты на нагрев толуола:

$$Q = G_2 c_2 (t_{2н} - t_{2к}) = 5,56 \cdot 1800 (98 - 21) = 771\,000 \text{ Вт},$$

где  $c_2 = 1800 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$  — средняя удельная теплоемкость толуола (рис. XI),  
Расход сухого греющего пара с учетом 7 % потерь теплоты:

$$G_1 = \frac{1,07Q}{r} = \frac{1,07 \cdot 771\,000}{2227 \cdot 10^3} = 0,37 \text{ кг/с},$$

где  $r = 2227 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$  — удельная теплота конденсации водяного пара (табл. LVII).

Ориентировочно определяем максимальную величину площади поверхности теплообмена. По табл. 4.8 минимальное значение коэффициента теплопередачи для случая теплообмена от конденсирующегося водяного пара к органическим жидкостям (подогреватели  $K_{\text{мин}} = 120 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ ). При этом

$$F_{\text{макс}} = \frac{Q}{K_{\text{мин}} \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{771\,000}{120 \cdot 42,1} \approx 150 \text{ м}^2.$$

Расчет первого варианта ( $Re_2 > 10\,000$ ).

Составляем схему процесса теплопередачи (по типу рис. 4.23).

Для обеспечения турбулентного течения толуола при  $Re_2 > 10\,000$  скорость в трубах должна быть больше  $w'_2$ :

$$w'_2 = \frac{10\,000 \mu_2}{d_2 \rho_2} = \frac{10\,000 \cdot 0,36 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 820} = 0,209 \text{ м/с},$$

где  $\mu_2 = 0,36 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  — динамический коэффициент вязкости толуола при  $70^\circ \text{C}$  (табл. IX).

Число труб  $25 \times 2 \text{ мм}$ , обеспечивающих объемный расход толуола при  $Re_2 = 10\,000$ :

$$n' = \frac{V_2}{0,785 d_2^2 w'_2} = \frac{0,00678}{0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 0,209} = 93,7.$$

Условию  $n < 93,7$  и  $F < 150 \text{ м}^2$  удовлетворяют (табл. 4.12) два теплообменника:

а) четырехходовый диаметром 600 мм с числом труб на один ход трубного пространства  $n = 52,5$  (общее число труб 210);

б) шестихходовый диаметром 600 мм с числом труб на один ход трубного пространства  $n = 33$  (общее число труб 198).

Выбираем четырехходовый аппарат, как более простой.

I. Коэффициент теплоотдачи для толуола.

Уточняем значение критерия  $Re_2$ :

$$Re_2 = 10\,000 (n'/n) = 10\,000 (93,7/52,5) = 17\,850.$$

Критерий Прандтля для толуола при  $70^\circ \text{C}$ :

$$Pr_2 = c_2 \mu_2 / \lambda_2 = 1800 \cdot 0,36 \cdot 10^{-3} / 0,1248 = 5,19.$$

Здесь  $\lambda_2 = 0,1248 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$  — коэффициент теплопроводности толуола при  $70^\circ \text{C}$  (рис. X).

Расчетная формула (4.17):

$$\begin{aligned} Nu_2 = 0,021 \cdot Re_2^{0,8} Pr_2^{0,43} (Pr_2 / Pr_{\text{ст. 2}})^{0,25} e_t = 0,021 \cdot 17\,850^{0,8} \cdot 5,19^{0,43} \times \\ \times 1,05 \cdot 1 = 112,7. \end{aligned}$$

Отношение  $(P_{г2}/P_{гст.2})^{0,25}$  принято равным 1,05 (с последующей проверкой). Таким образом,

$$\alpha_2 = Nu_{2,2} \cdot d_2 = 112,7 \cdot 0,1248 / 0,021 = 669 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

II. Коэффициент теплоотдачи при конденсации водяного пара на пучке горизонтальных труб.

Расчет осуществляем приближенно (без учета влияния поперечных перегородок) по формуле (4.54):

$$\alpha_1 = \alpha_{ср} = 1,28e \frac{A_t}{(d \Delta t)^{0,25}} = 2,02e B_t \sqrt[3]{\frac{nL}{G_1}}.$$

В нашем случае известно  $G_1 = 0,37$  кг/с и  $n = 210$ . Поэтому используем зависимость  $\alpha_1 = f(n, L, G)$  с учетом влияния примеси воздуха (0,5 %):

$$\alpha_1 = 2,02e_{ср} B_t (n/G_1)^{1/3} L^{1/3} = 2,02 \cdot 0,62 \cdot 0,6 \cdot 1048 (210/0,37)^{1/3} L^{1/3} = 6520 L^{1/3},$$

где  $e$  — коэффициент [см. формулу (4.53)], для шахматного расположения труб в пучке и при числе рядов труб по вертикали  $n_v = 14$  (табл. 4.12)  $e = 0,62$  (рис. 4.7);  $e_p$  — коэффициент, зависящий от содержания воздуха в паре (рис. 4.9),  $e_p = 0,6$ ;  $B_t = 1048$  (табл. 4.6).

Надо задаться длиной труб (по табл. 4.12 длины труб 2; 3; 4 и 6 м). Задаемся  $L = 3$  м. Если по окончании расчета будет принята другая длина труб, то расчет необходимо скорректировать (с увеличением  $L$  при  $G_1 = \text{const}$  величина  $\alpha_{ср}$  возрастает). Имеем:

$$\alpha_1 = 6520 \cdot 3^{1/3} = 9400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Принимаем тепловую проводимость загрязнений со стороны греющего пара  $1/r_{загр.1} \approx 5800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ , со стороны толуола  $1/r_{загр.2} \approx 5800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$  (табл. XXXI). Коэффициент теплопроводности стали  $\lambda_{ст} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  (табл. XXVIII). Тогда

$$\frac{1}{\sum r_{ст}} = \frac{1}{\frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800}} = 2580 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{9400} + \frac{1}{2580} + \frac{1}{669}} = 503 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поверхностная плотность теплового потока:

$$q = K \Delta t_{ср} = 503 \cdot 42,1 = 21180 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Проверяем принятое значение  $(P_{г2}/P_{гст.2})^{0,25}$ . Определяем

$$\Delta t_2 = q/\alpha_2 = 21180/669 \approx 32 \text{ К} \approx 32 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_{ст.2} = t_2 + \Delta t_2 = 70 + 32 = 102 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$P_{гст.2} = c_{ст.2} \mu_{ст.2} / \lambda_{ст.2} = 1885 \cdot 0,27 \cdot 10^{-3} / 0,1163 = 4,38.$$

Здесь  $c_{ст.1} = 1885 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$  (рис. XI);  $\mu_{ст.2} = 0,27 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  (табл. IX);  $\lambda_{ст.2} = 0,1163 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  (рис. X).

Следовательно,

$$(Pr_2/Pr_{ст. 2})^{0,25} = (5,19/4,38)^{0,25} = 1,043.$$

Было принято  $(Pr_2/Pr_{ст. 2})^{0,25} = 1,05$ . Разница  $\sim 0,7\%$ . Расчет  $K$  закончен. Расчетная площадь поверхности теплообмена:

$$F_p = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{771\,000}{503 \cdot 42,1} = 36,4 \text{ м}^2.$$

Коэффициент теплоотдачи  $\alpha_1 = 9440 \gg \alpha_2 = 664 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ , поэтому расчетным диаметром при определении поверхности труб следует принять  $d_2 = 0,021 \text{ м}$ .

Аппарат с  $L = 3 \text{ м}$  имеет площадь поверхности теплообмена:

$$F = \pi d_2 n L = 3,14 \cdot 0,021 \cdot 210 \cdot 3 = 41,56 \text{ м}^2.$$

Запас площади поверхности теплообмена:  $\frac{41,56 - 36,4}{36,4} 100 = 14,2\%$ .

Запас площади поверхности теплообмена достаточен.

Принимаем один четырехходовый кожухотрубчатый теплообменник с внутренним диаметром кожуха 600 мм, числом труб 52,5/210 и длиной труб  $L = 3 \text{ м}$ .

Ввиду того, что общая разность температур  $\Delta t_{cp} = 42,1 \text{ К}$  близка к допустимой разности  $(t_H - t_T)_{макс} = 40 \text{ К}$  (табл. XXV), принимаем аппарат типа ТН.

Определяем  $t_{ст. 2}$ :

$$\Delta t_2 = q/\alpha_2 = 21\,180/669 = 31,659 \text{ К} = 31,659 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_{ст. 2} = 70,6 + 31,659 \approx 102,3 \text{ }^\circ\text{C}.$$

На схему процесса теплопередачи типа рис. 4.23 нужно нанести уточненные значения  $t_{ст. 1}$ ,  $t_{ст. 2}$ ,  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$ ,  $q$ .

Расчет второго варианта ( $Re_2 < 2300$ ).

Составляем схему процесса теплопередачи по типу рис. 4.23.

Для течения толуола при  $Re_2 < 2300$  скорость в трубах должна быть меньше  $w'_2$ :

$$w'_2 = \frac{2300 \mu_2}{d_2 \rho_2} = \frac{2300 \cdot 0,36 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 820} = 0,048 \text{ м/с},$$

а число труб на один ход трубного пространства должно быть больше  $n'$

$$n' = \frac{V_2}{0,785 d_2^2 w'_2} = \frac{0,00678}{0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 0,048} = 408.$$

Условно  $n > 408$  и  $F < 150 \text{ м}^2$  удовлетворяет одноходовый кожухотрубчатый аппарат с внутренним диаметром кожуха 800 мм, площадью поверхности теплообмена от 74 до 226  $\text{м}^2$  и общим числом труб  $n = 473$  (табл. 4.12).

1 Коэффициент теплоотдачи для толуола.

Уточняем величину критерия Рейнольдса:

$$Re_2 = 2300 (n'/n) = 2300 (408/473) = 1984.$$

Находим ориентировочное значение произведения критериев  $(Gr_2 Pr_2)$ . В величину критерия  $Gr_2$ , а также в выражение определяющей температуры входит величина  $\Delta t_2 = t_{ст. 2} - t_2$ . Однако  $t_{ст. 2}$  определяется только в конце расчета, поэтому величиной  $\Delta t_2$  надо задаться.

Коэффициент теплоотдачи при конденсации водяного пара значительно больше коэффициента теплоотдачи при нагреве толуола (табл. 4.7), поэтому принимаем ориентировочно (с последующим уточнением): разность температур

$$\Delta t_2 = 0,75 \Delta t_{cp} = 0,75 \cdot 42,1 \approx 32 \text{ К} \approx 32 \text{ }^\circ\text{C};$$

определяющую температуру

$$t = t_2 + (\Delta t_2/2) = 70 + (32/2) \approx 90^\circ\text{C};$$

температуру стенки

$$t_{\text{ст.2}} = t_2 + \Delta t_2 = 70 + 32 = 102^\circ\text{C}.$$

Ориентировочное значение  $(Gr_2 Pr_2)$  при  $90^\circ\text{C}$  для толуола (физические величины по табл. IV, IX, XXXII):

$$(Gr_2 Pr_2) = \frac{d_2^3 \rho_2^2 \beta_2 \Delta t_2 g}{\mu_2^2} Pr_2 = \frac{0,021^3 \cdot 798^2 \cdot 1,28 \cdot 10^{-3} \cdot 32 \cdot 9,81}{0,295^2 \cdot 10^{-6}} \cdot 4,93 = 13,4 \cdot 10^7.$$

Здесь

$$Pr_2 = 2023 \cdot 0,295 \cdot 10^{-3} / 0,121 = 4,93,$$

где  $c_2 = 2023$  Дж/(кг·К);  $\lambda_2 = 0,121$  Вт/(м·К).

При  $(Gr_2 Pr_2) > 8 \cdot 10^5$  и  $Re_2 < 3500$  применима формула (4.25). Принимаем длину трубы  $L = 3$  м. Тогда

$$\begin{aligned} Nu_2 &= 0,8 \left( Re_2 \frac{d_2}{L} \right)^{0,4} (Gr_2 Pr_2)^{0,1} \left( \frac{\mu_2}{\mu_{\text{ст.2}}} \right)^{0,14} = 0,8 (72)^{0,4} (13,4 \cdot 10^7)^{0,1} \times \\ &\times \left( \frac{0,295}{0,266} \right)^{0,14} = 0,8 \cdot 5,53 \cdot 6,5 \cdot 1,014 = 29,2, \end{aligned}$$

где  $Re_2 \frac{d_2}{L} = Re_2 Pr_2 \frac{d_2}{L} = 1984 \cdot 5,19 \frac{0,021}{3} = 72$ ;  $\mu_{\text{ст.2}} = 0,266 \cdot 10^{-3}$  Па·с при  $t_{\text{ст.2}} = 102^\circ\text{C}$ .

Таким образом,

$$\alpha_2 = Nu_2 \lambda_2 / d_2 = 29,2 \cdot 0,1248 / 0,021 = 173 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

II. Коэффициент теплоотдачи при конденсации водяного пара.

В первом варианте расчета аппарата при  $n = 210$ ,  $\varepsilon = 0,62$  было определено  $\alpha_1 = 9400$  Вт/(м<sup>2</sup>·К). Во втором варианте  $n = 473$ . Число рядов труб по вертикали  $n_B = 32$  (табл. 4.14), чему соответствует  $\varepsilon \approx 0,57$  (рис. 4.7).

При той же длине труб  $L = 3$  для второго варианта:

$$\alpha_1 = 9400 \frac{0,57}{0,62} \left( \frac{473}{210} \right)^{1/3} = 9400 \cdot 0,92 \cdot 1,31 = 11\,400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи при  $L = 3$  м (предварительный):

$$K_{L=3} = \frac{1}{\frac{1}{11\,400} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{173}} = 160 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где  $\delta_{\text{ст}}/\lambda_{\text{ст}} = 1/2500$ .

Уточнение принятых величин:

а) разность температур  $\Delta t_2$  по расчету

$$\Delta t_2 = K \Delta t_{\text{ср}} / \alpha_2 = 160 \cdot 42,1 / 173 = 39 \text{ К} = 39^\circ\text{C};$$

б) определяющая температура

$$t = 70 + (39/2) \approx 90^\circ\text{C}$$

(расчетное значение определяющей температуры совпало с принятым  $90^\circ\text{C}$ );

в) уточнение  $\alpha_2$  за счет того, что расчетное значение  $\Delta t_2$  оказалось больше принятого

$$\alpha_2 = 173 (39/32)^{0,1} = 173 \cdot 1,02 = 176 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

г) уточненное значение коэффициента теплопередачи при  $L = 3$  м

$$K_{L=3} = \frac{1}{\frac{1}{11\,400} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{176}} = 162 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Расчетная площадь поверхности теплообмена при  $L = 3$  м:

$$F_{L=3} = \frac{771\,000}{162 \cdot 42,1} = 113 \text{ м}^2.$$

Коэффициент теплоотдачи  $\alpha_1 \gg \alpha_2$ , поэтому за поверхность теплообмена аппарата следует принять внутреннюю поверхность труб [формула (4.75)]. Так, одноходовый теплообменник с внутренним диаметром кожуха 800 мм при длине труб 3 м имеет площадь поверхности теплообмена  $F = \pi \cdot 0,021 \times \times 473 \cdot 3 = 93 \text{ м}^2$ , что недостаточно.

Рассмотрим два варианта: а) длина труб 4 м,  $F = \pi \cdot 0,021 \cdot 473 \cdot 4 = 125 \text{ м}^2$ ;

б) длина труб 2 м; два аппарата с общей площадью поверхности  $125 \text{ м}^2$ .

а) Теплообменник с трубами 4 м:

$$\alpha_1 = 11\,400 \cdot (4/3)^{1/4} = 11\,400 \cdot 1,1 = 12\,500 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$\alpha_2 = 176 \cdot (3/4)^{0,4} = 176 \cdot 0,89 = 157 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

$$K_{L=4} = \frac{1}{\frac{1}{12\,500} + \frac{1}{2\,500} + \frac{1}{157}} = 146 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Расчетная площадь поверхности теплообмена при  $L = 4$  м:

$$F_{L=4} = \frac{771\,000}{146 \cdot 42,1} = 125,4 \text{ м}^2.$$

Площадь поверхности теплообмена недостаточна, так как нет запаса.

б) Два теплообменника с трубами длиной по 2 м:

$$\alpha_2 = 176 \cdot (3/2)^{0,4} = 176 \cdot 1,176 = 207 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К});$$

$$K_{L=2} = \frac{1}{\frac{1}{12\,500} + \frac{1}{2\,500} + \frac{1}{207}} = 188 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поверхностная плотность теплового потока (удельная тепловая нагрузка)  $q = K \Delta t_{\text{ср}} = 188 \cdot 42,1 = 7915 \text{ Вт}/\text{м}^2$ . Расчетная площадь поверхности теплообмена при  $L = 2$  м:

$$F_{L=2} = Q/q = 771\,000/7915 = 97,4 \text{ м}^2.$$

Принимаем два одноходовых теплообменника с внутренним диаметром кожуха 800 мм и длиной труб по 2 м.

Запас площади поверхности теплообмена:  $\frac{125 - 97,4}{97,4} \cdot 100 = 28 \%$ . Запас площади поверхности теплообмена достаточен.

Определение  $t_{\text{ст.1}}$  и  $t_{\text{ст.2}}$  для принятого варианта:

$$\Delta t_1 = q/\alpha_1 = 7915/12\,500 = 0,633 \text{ К} = 0,633 \text{ }^\circ\text{С};$$

$$t_{\text{ст.1}} = 112,7 - 0,633 = 112,067 \text{ }^\circ\text{С};$$

$$\Delta t_2 = q/\alpha_2 = 7915/207 = 38,237 \text{ К} = 38,237 \text{ }^\circ\text{С};$$

$$t_{\text{ст.3}} = 70,6 + 38,237 = 108,837 \text{ }^\circ\text{С}.$$



Рис. 4.24. Схема процесса теплопередачи (к примеру 4.111).

На схему процесса теплопередачи нужно нанести уточненные значения  $t_{от.1}$ ,  $t_{от.2}$ ,  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$ ,  $q$ .

**Пример 4.111.** Рассчитать кожухотрубчатый теплообменник для охлаждения в межтрубном пространстве 1240 м<sup>3</sup>/ч (считая при нормальных условиях) азота от 76 до 31 °С. Абсолютное давление азота 1,5 кгс/см<sup>2</sup> (~0,15 МПа). Вода поступает в трубное пространство при 16 °С.

**Решение.** Для данного расчета можно использовать кожухотрубчатые аппараты типов ХН или ХК.

Составляем схему процесса теплопередачи (рис. 4.24). Принимаем для азота индекс «1» для воды (в трубах) — индекс «2», конечную температуру воды 26 °С.

Температурная схема теплообмена при противотоке:

$$\begin{array}{r} 76 \rightarrow 31 \\ 26 \leftarrow 16 \\ \hline \Delta t_6 = 50 \quad \Delta t_M = 15. \end{array}$$

Средняя разность температур:

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_M}{2,3 \lg(\Delta t_6/\Delta t_M)} = \frac{50 - 15}{2,3 \lg(50/15)} = 29 \text{ °С} = 29 \text{ К.}$$

Средняя температура воды:

$$t_2 = (26 + 16)/2 = 21 \text{ °С.}$$

Средняя температура азота:

$$t_1 = t_2 + \Delta t_{ср} = 21 + 29 = 50 \text{ °С.}$$

Количество теплоты, передаваемое от азота к воде:

$$Q = \frac{V_{01}}{3600} \rho_{01} c_1 (t_{1Н} - t_{1К}) = \frac{1240}{3600} 1,25 \cdot 1050 (76 - 31) = 20\,300 \text{ Вт,}$$

где  $\rho_{01} = 1,25 \text{ кг/м}^3$  — плотность азота при 0 °С и 760 мм рт. ст. (табл. V);  $c_1 = 1050 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$  — средняя удельная теплоемкость азота (табл. XXVII).

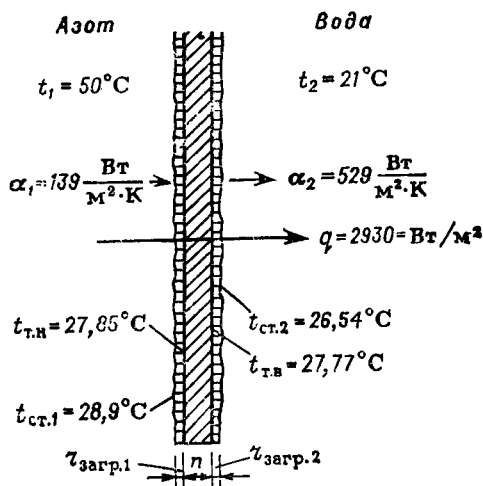
Расход воды:

$$G_2 = \frac{Q}{c_2 (t_{2К} - t_{2Н})} = \frac{20\,300}{4190 (26 - 16)} = 0,485 \text{ кг/с.}$$

Ориентировочно определяем максимальную величину площади поверхности теплообмена. По табл. 4.7 принимаем для случая поперечного обтекания вадухом пучка труб, расположенных в шахматном порядке,  $\alpha_{вод} = K = 70 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ . Тогда

$$F_{макс} = \frac{Q}{K_{мин} \Delta t_{ср}} = \frac{20\,300}{70 \cdot 29} = 10 \text{ м}^2.$$

Условию  $F < 10 \text{ м}^2$  удовлетворяет (табл. 4.12) одноходовый кожухотрубчатый аппарат с числом труб 37.



Основные данные: 1) площадь проходного сечения по трубам

$$S_T = 37 \cdot 0,785 \cdot 0,021^2 = 0,0128 \text{ м}^2;$$

- 2) площадь проходного сечения в вырезе перегородки  $S_{0, ж} = 0,013 \text{ м}^2$ ;  
 3) расстояние от диагонали до хорды сегмента  $h_1 = 40 \text{ мм}$  (табл. XXXV).

Рассчитаем площадь поверхности теплообмена.

1) Межтрубное пространство.

Размер стрелки сегмента:

$$b = \frac{D_{ВН}}{2} - h_1 = \frac{259}{2} - 40 = 90 \text{ мм.}$$

Расстояние между перегородками [формула (4.33)]:

$$l = \frac{b}{1,415\psi} = \frac{90}{1,415 \cdot 0,483} = 132 \text{ мм,}$$

где  $\psi$  [формула (4.34)]

$$\psi = \frac{1 - (d/l)}{1 - 0,9(d/l)^2} = \frac{1 - (25/32)}{1 - 0,9(25/32)^2} = 0,485.$$

Расчетная скорость азота в межтрубном пространстве [формула (4.35)]:

$$w_1 = V_1/S_{0, ж} = 0,28/0,013 = 21,5 \text{ м/с,}$$

где  $V_1 = \frac{1240 \cdot 323 \cdot 1,033}{3600 \cdot 273 \cdot 1,5} = 0,28 \text{ м}^3/\text{с}$  — объемный расход азота при рабочих условиях.

Критерий Рейнольдса для азота:

$$Re_1 = \frac{w_1 d_1 \rho_1}{\mu_1} = \frac{21,5 \cdot 0,025 \cdot 1,53}{0,019 \cdot 10^{-3}} = 43 \text{ 300,}$$

где  $\rho_1 = 1,25 \frac{273 \cdot 1,5}{323 \cdot 1,033} = 1,53 \text{ кг/м}^3$  — плотность азота при рабочих условиях;  
 $\mu_1 = 0,019 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  — динамический коэффициент вязкости азота при  $50^\circ\text{C}$  (рис. VI).

Расчетная формула (4.32):

$$Nu_1 = 0,356 Re_1^{0,6} \epsilon_{\varphi} = 0,356 \cdot 43 \text{ 300}^{0,6} \cdot 0,6 = 130,$$

где  $\epsilon_{\varphi} = 0,6$  — коэффициент (см. стр. 157).

Тогда

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \lambda_1}{d_1} = \frac{130 \cdot 0,0267}{0,025} = 139 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К),}$$

где  $\lambda_1 = 0,0267 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$  — коэффициент теплопроводности азота при  $50^\circ\text{C}$  (табл. XXX).

2) Трубное пространство.

Скорость воды:

$$w_2 = \frac{G_2}{\rho_2 S_T} = \frac{0,485}{998 \cdot 0,0128} = 0,038 \text{ м/с.}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re_2 = \frac{w_2 d_2}{\nu_2} = \frac{0,038 \cdot 0,021}{0,986 \cdot 10^{-6}} = 809 < 10 \text{ 000,}$$

где  $\nu_2 = 0,986 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$  — кинематический коэффициент вязкости воды при  $21^\circ\text{C}$  (табл. XXXIX).

Находим ориентировочное значение произведения  $(Gr_2 Pr_2)$ .

При расчете теплоотдачи в случае  $Re < 10\,000$  определяющая температура  $t = 0,5 (t_{ст.2} + t_2)$ . Ввиду того, что температура  $t_{ст.2}$  будет определена только в конце расчета, необходимо задаться величиной  $\Delta t_2$ .

В данном примере теплопередачи от газа к жидкости следует учесть, что коэффициент теплоотдачи от газа к стенке обычно значительно меньше коэффициента теплоотдачи от стенки к жидкости, поэтому примем  $\Delta t_2 = 0,25 \Delta t_{ср} = 0,25 \cdot 29,5 \approx 8 \text{ К} \approx 8^\circ \text{С}$ .

При этом  $t_{ст.2} = t_2 + \Delta t_2 = 21 + 8 = 29^\circ \text{С}$ , и за определяющую температуру примем  $t = 0,5 (t_{ст.2} + t_2) = 0,5 (29 + 21) = 25^\circ \text{С}$ .

При этих допущениях:

$$(Gr_2 Pr_2) = \frac{d_2^3 \rho_2^2 \beta_2 \Delta t_2 g}{\mu_2^2} Pr_2 = \frac{0,021^3 \cdot 997^2 \cdot 2,52 \cdot 10^{-4} \cdot 8 \cdot 9,81}{0,902^2 \cdot 10^{-6}} \cdot 6,22 = 14 \cdot 10^5.$$

Значения  $\beta_2$ ,  $\rho_2$ ,  $\mu_2$  и  $Pr_2$  для воды взяты по табл. XXXIX.

Произведение  $(Gr_2 Pr_2) = 14 \cdot 10^5 > 8 \cdot 10^5$ ; следовательно, для горизонтального аппарата расчетная формула (4.25):

$$Nu_2 = 0,8 \left( Re_2 \frac{d_2}{L} \right)^{0,4} (Gr_2 Pr_2)^{0,1} \left( \frac{\mu_2}{\mu_{ст.2}} \right)^{0,14}.$$

Принимаем по табл. 4.12 теплообменник с максимальной длиной труб  $L = 3 \text{ м}$ . Тогда

$$\left( Re_2 \frac{d_2}{L} \right) = Re_2 Pr_2 \frac{d_2}{L} = 809 \cdot 6,22 \frac{0,021}{3} = 35,2;$$

$$Nu_2 = 0,8 (35,2)^{0,4} (0,14 \cdot 10^7)^{0,1} \left( \frac{0,902}{0,825} \right)^{0,14} = 0,8 \cdot 4,16 \cdot 4,12 \cdot 1,01 = 13,85,$$

где  $\mu_{ст.2} = 0,825 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  — динамический коэффициент вязкости воды при  $t_{ст.2} = 29^\circ \text{С}$  (табл. XXXIX).

Следовательно,

$$\alpha_2 = Nu_2 \lambda_2 / d_2 = 13,85 \cdot 0,608 / 0,021 = 401 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где  $\lambda_2 = 0,608 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  — коэффициент теплопроводности воды при  $25^\circ \text{С}$  (табл. XXXIX).

Примем тепловую проводимость загрязнений стенки со стороны азота равной  $2800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$  (табл. XXXI), коэффициент теплопроводности стали  $46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  (табл. XXVIII), тепловую проводимость загрязнений стенки со стороны воды среднего качества  $2400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$  (табл. XXXI). Тогда

$$\frac{1}{\sum r_{ст}} = \frac{1}{\frac{1}{2800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{2400}} = 1220 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{139} + \frac{1}{1220} + \frac{1}{401}} = 95,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поверхностная плотность теплового потока:

$$q = K \Delta t_{ср} = 95,2 \cdot 29 = 2760 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Проверим применимость формулы (4.25) и уточним расчет. Расчетное значение  $\Delta t_2$ .

$$\Delta t_2 = q / \alpha_2 = 2760 / 401 = 6,88 \text{ К} = 6,88^\circ \text{С}.$$

Уточненное значение ( $G_2 P_{Г_2}$ ):

$$(G_2 P_{Г_2}) = 0,14 \cdot 10^7 (6,88/8)^{0,1} = 0,14 \cdot 10^7 \cdot 0,988 = 1,38 \cdot 10^6.$$

Формула (4.25) применена верно, так как  $(G_2 P_{Г_2}) > 10^6$  и  $\left( Re_2 \frac{d_2}{L} \right) > 20$ .

Расчетное значение определяющей температуры  $t = t_2 + \frac{\Delta t_2}{2} = 21 + \frac{6,88}{2} = 24,44$ , а было принято  $t = 25^\circ \text{C}$ .

Расчет  $q$  произведен правильно.

Расчетная площадь поверхности теплообмена:

$$F = Q/q = 20\,300/2760 = 7,35 \text{ м}^2.$$

Принимаем один одноходовый кожухотрубчатый теплообменник с внутренним диаметром кожуха 273/259 мм и длиной труб 3 м.

Площадь поверхности теплообмена по среднему диаметру труб:

$$F = \pi d_{\text{ср}} n L = 3,14 \cdot 0,023 \cdot 37 \cdot 3 = 8,02 \text{ м}^2.$$

Запас площади поверхности теплообмена:  $\frac{8,02 - 7,35}{7,35} 100 = 9,1\%$ . Запас площади поверхности теплообмена недостаточен.

Теплообменников с тем же числом труб, но с большей длиной труб по ГОСТу нет.

Для увеличения запаса площади поверхности теплообмена, учитывая, что с уменьшением длины трубчатки возрастает величина  $\alpha$ , вместо одного теплообменника с  $L = 3$  м принимаем два теплообменника с  $L = 1,5$  м, соединяемых последовательно.

Коэффициент  $\alpha_1$  не изменится, а величина  $\alpha_2$  возрастет:

$$\alpha_2 = 401 (3/1,5)^{0,4} = 529 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}).$$

Коэффициент теплопередачи увеличится:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{139} + \frac{1}{1220} + \frac{1}{529}} = 101 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}).$$

Поверхностная плотность теплового потока:

$$q = K \Delta t_{\text{ср}} = 101 \cdot 29 = 2930 \text{ Вт}/\text{м}^2;$$

$$t_{\text{ст. 1}} = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 50 - \frac{2930}{139} = 28,9^\circ \text{C}.$$

Уточнение значения  $t_{\text{ст. 2}}$ :

$$\Delta t_2 = q/\alpha_2 = 2930/529 = 5,54 \text{ K} = 5,54^\circ \text{C};$$

$$t_{\text{ст. 2}} = t_2 + \Delta t_2 = 21 + 5,54 = 26,54^\circ \text{C}.$$

Было принято  $t_{\text{ст. 2}} = 29^\circ \text{C}$ . Разница незначительная.

Расчетная площадь поверхности теплообмена:

$$F = 20\,300/2930 = 6,93 \text{ м}^2.$$

Запас площади поверхности теплообмена:  $\frac{8,02 - 6,93}{6,93} 100 = 15,73\%$ . Запас площади поверхности теплообмена достаточен.

Проверка допустимости применения аппарата типа ХН.

Определение температуры наружной поверхности труб  $t_{т.н}$ :

$$q = \frac{t_{ст.1} - t_{т.н}}{r_{загр.1}}; \quad 2930 = \frac{28,9 - t_{т.н}}{1/2800};$$

$$t_{т.н} = 27,85 \text{ К} = 27,85 \text{ }^\circ\text{С}.$$

Определение температуры внутренней поверхности труб  $t_{т.в}$ :

$$q = \frac{t_{т.в} - t_{ст.2}}{r_{загр.2}}; \quad 2930 = \frac{t_{т.в} - 26,54}{1/2400};$$

$$t_{т.в} = 27,77 \text{ К} = 27,77 \text{ }^\circ\text{С}.$$

Средняя температура стенок труб:

$$t_{т} = 0,5 (27,85 + 27,77) = 27,81 \text{ }^\circ\text{С}.$$

Средняя разность  $(t_{н} - t_{т}) = 50 - 27,81 = 22,19 \text{ }^\circ\text{С} = 22,19 \text{ К}.$

Величина  $(t_{н} - t_{т})$  больше 20 К (табл. XXXV), поэтому принимаем аппарат типа ХК.

**Пример 4. IV.** Рассчитать вынесенную греющую камеру выпарного аппарата. Выпарная установка работает при кипении раствора в трубах при оптимальном уровне. При расчете выпарного аппарата принята высота труб  $H = 5 \text{ м}.$  При расчете установки определены: тепловая нагрузка  $Q = 1\,100\,000 \text{ Вт};$  средняя температура кипения раствора хлористого натрия (20 %)  $t_{кип} = 90 \text{ }^\circ\text{С};$  температура конденсации сухого насыщенного водяного пара  $t_{конд} = 116,3 \text{ }^\circ\text{С}.$  Для кипящего раствора  $\lambda = 0,65 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}.$

**Решение.** Составляем схему процесса теплопередачи (рис. 4.25).

Средняя разность температур:

$$\Delta t_{ср} = t_{конд} - t_{кип} = 116,3 - 90 = 26,3 \text{ }^\circ\text{С} = 26,3 \text{ К}.$$

Находим коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара к поверхности вертикальных труб по формуле (4.52а):

$$\alpha_{конд} = 2,04 \frac{A_t}{(H \Delta t_{конд})^{0,25}} = 2,04 \frac{7188}{5^{0,25}} (\Delta t_{конд})^{-0,25} = 9800 (\Delta t_{конд})^{-0,25}.$$

Следовательно,

$$q_{конд} = \alpha_{конд} \Delta t_{конд} = 9800 \Delta t_{конд}^{0,75}.$$

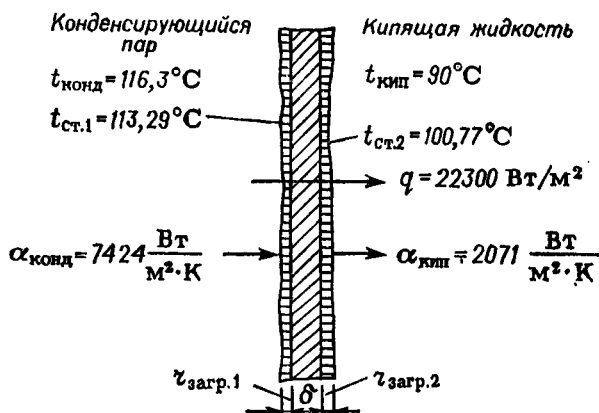


Рис. 4.25. Схема процесса теплопередачи (к примеру 4. IV).

Коэффициент теплоотдачи от стенки труб к кипящему раствору [формула (4.62)]:

$$\alpha_{\text{кип}} = b \left( \frac{\lambda^2 \rho}{\mu \sigma T_{\text{кип}}} \right)^{1/3} q^{2/3} = 0,078 \left( \frac{0,65^2 \cdot 1115}{0,51 \cdot 10^{-2} \cdot 67,7 \cdot 10^{-3} \cdot 363} \right)^{1/3} q^{2/3} = 2,61 q^{2/3},$$

где  $b = 0,075 [1 + 10 (\rho_{\text{пл}}/\rho_{\text{ж}})^{2/3}] = 0,075 [1 + 10 (0,424/1115)^{2/3}] = 0,079$ .

Физические величины для 20 % раствора хлористого натрия определены по табл. IV, IX, XXIV.

Принимаем тепловую проводимость загрязнений стенки со стороны греющего пара  $\sim 5800$  Вт/(м<sup>2</sup>·К) и со стороны кипящего раствора  $\sim 2900$  Вт/(м<sup>2</sup>·К) (табл. XXXI). Тогда

$$\frac{1}{\sum r_{\text{ст}}} = \frac{1}{\frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{2900}} \approx 1785 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

где  $\lambda_{\text{ст}} = 46,5$  Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности стали (табл. XXVIII).

Ввиду того, что  $\alpha_{\text{конд}} = f_1 (\Delta t_{\text{конд}})$  и  $\alpha_{\text{кип}} = f_2 (q_{\text{кип}}) = f_3 (\Delta t_{\text{кип}})$ , для расчета коэффициента теплопередачи принимаем метод последовательных приближений.

Для определения исходного значения  $K_{\text{исх}}$ , учитывая, что при установившемся режиме теплопередачи  $q_{\text{кип}} = q_{\text{конд}}$ , выражаем  $\alpha_{\text{кип}}$  через  $q_{\text{конд}}$ :

$$\alpha_{\text{кип}} = 2,61 q_{\text{конд}}^{2/3} = 2,61 q_{\text{конд}}^{2/3} = 2,61 (9800 \Delta t_{\text{конд}}^{0,75})^{2/3} = 1195 \Delta t_{\text{конд}}^{0,5}.$$

Затем рассчитываем исходные значения  $K_{\text{исх}}$  и  $q_{\text{исх}}$ , принимая  $\Delta t_{\text{конд}} = 1$  К:

$$K_{\text{исх}} = \frac{1}{\frac{1}{9800} + \frac{1}{1785} + \frac{1}{1195}} = 667 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$q_{\text{исх}} = K_{\text{исх}} \Delta t_{\text{ср}} = 667 \cdot 26,3 = 17540 \text{ Вт/м}^2.$$

Находим значение  $(\Delta t_{\text{конд}})_I = q_{\text{исх}}/9800 = 17540/9800 = 1,79 \text{ К} = 1,79 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Составляем расчетную таблицу 4.14, в которую записываем исходные данные  $t_{\text{конд}}$ ,  $t_{\text{кип}}$ ,  $(\Delta t_{\text{конд}})_I$ ,  $1/\sum r_{\text{ст}}$  и результаты последующих расчетов.

Таблица 4.14

Приближения и поверочный расчет	Конденсация греющего пара					
	$t_{\text{конд}}$ , °С	$t_{\text{ст. 1}}$ , °С	$\Delta t_{\text{конд}}$ , К	$\Delta t_{\text{конд}}^{0,25}$	$\alpha_{\text{конд}}$ , Вт/(м <sup>2</sup> ·К)	$q_{\text{конд}}$ , Вт/м <sup>2</sup>
I	116,3	114,5	1,79	1,156	8472	15 160
II	116,3	114	2,38	1,24	7900	18 800
III	116,3	113,29	3,01	1,32	7424	22 300

Приближения и поверочный расчет	Стенка и ее загрязнения		Кипение раствора				
	$1/\sum r_{\text{ст}}$ , Вт/(м <sup>2</sup> ·К)	$\Delta t_{\text{ст. 1}}$ , К	$t_{\text{ст. 2}}$ , °С	$t_{\text{кип}}$ , °С	$\Delta t_{\text{кип}}$ , К	$\alpha_{\text{кип}}$ , Вт/(м <sup>2</sup> ·К)	$q_{\text{кип}}$ , Вт/м <sup>2</sup>
I	1785	8,5	106,01	90	16,01	1600	25 600
II	1785	10,53	103,47	90	13,47	1846	24 870
III	1785	12,52	100,77	90	10,77	2071	22 300

I. Первое приближение:

$$(t_{\text{ст. 1}})_I = t_{\text{конд}} - (\Delta t_{\text{конд}})_I = 116,3 - 1,79 = 114,51 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$(\alpha_{\text{конд}})_I = 9800 (\Delta t_{\text{конд}})_I^{-0,25} = \frac{9800}{1,79^{0,25}} = \frac{9800}{1,156} = 8472 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$(q_{\text{конд}})_I = (\alpha_{\text{конд}})_I (\Delta t_{\text{конд}})_I = 8472 \cdot 1,79 = 15160 \text{ Вт/м}^2;$$

$$(\Delta t_{\text{ст}})_I = \sum r_{\text{ст}} (q_{\text{конд}})_I = 15160/1785 = 8,5 \text{ К} = 8,5 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$(t_{\text{ст. 2}})_I = (t_{\text{ст. 1}})_I - (\Delta t_{\text{ст}})_I = 114,51 - 8,5 = 106,01 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$(\Delta t_{\text{кип}})_I = (t_{\text{ст. 2}})_I - t_{\text{кип}} = 106,01 - 90 = 16,01 \text{ }^\circ\text{C} = 16,01 \text{ К};$$

$$(\alpha_{\text{кип}})_I = 2,61 (q_{\text{конд}})_I^{2/3} = 2,61 \cdot 15,160^{2/3} = 2,61 \cdot 6,12,5 = \\ = 1600 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$(q_{\text{кип}})_I = (\alpha_{\text{кип}})_I (\Delta t_{\text{кип}})_I = 1600 \cdot 16,01 = 25600 \text{ Вт/м}^2.$$

В первом приближении  $(q_{\text{конд}})_I \ll (q_{\text{кип}})_I$ .

II. Второе приближение.

Рассчитываем по первому приближению  $K_I$ :

$$K_I = \frac{1}{\frac{1}{8472} + \frac{1}{1785} + \frac{1}{1600}} = 767 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

тогда

$$q_I = K_I \Delta t_{\text{ср}} = 767 \cdot 26,3 = 20180 \text{ Вт/м}^2.$$

Величину  $(\Delta t_{\text{конд}})_{II}$  определяем, принимая  $(q_{\text{конд}})_{II} = q_I$  при  $(\alpha_{\text{конд}})_I = 8472 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ :

$$(\Delta t_{\text{конд}})_{II} = q_I / (\alpha_{\text{конд}})_I = 20180/8472 = 2,38 \text{ К} = 2,38 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Затем выполняем аналогичный расчет (см. строку II в табл. 4.14).

Расхождение  $q_{\text{конд}}$  и  $q_{\text{кип}}$  по второму расчету:  $\frac{24870 - 18800}{18800} \cdot 100 = 32\% > 5\%$ .

По результатам расчетов первого и второго приближения строим график  $q = f(t_{\text{ст. 1}})$ . Полагая, что при малых изменениях температуры поверхностные плотности  $i_{\text{конд}}$  и  $q_{\text{кип}}$  линейно зависят от  $t_{\text{ст. 1}}$  (или от  $\Delta t_{\text{конд}}$ ), графически определяем  $(t_{\text{ст. 1}})_{III} = 113,29 \text{ }^\circ\text{C}$  (рис. 4.26, точка A).

III. Поверочный (третий) расчет (см. табл. 4.14).

Расхождение  $q_{\text{конд}}$  и  $q_{\text{кип}}$ :  $\frac{22350 - 22300}{22300} \cdot 100 = 0,22\% < 5\%$ .

На рис. 4.26 наносим значения  $(q_{\text{конд}})_{III}$  и  $(q_{\text{кип}})_{III}$  и проводим через точки I, II, III-го расчетов линии зависимости  $q_{\text{конд}} = f_1(t_{\text{ст. 1}})$  и  $q_{\text{кип}} = f_2(t_{\text{ст. 1}})$ . Как видим, они нелинейны.

Расчет  $q$  закончен.

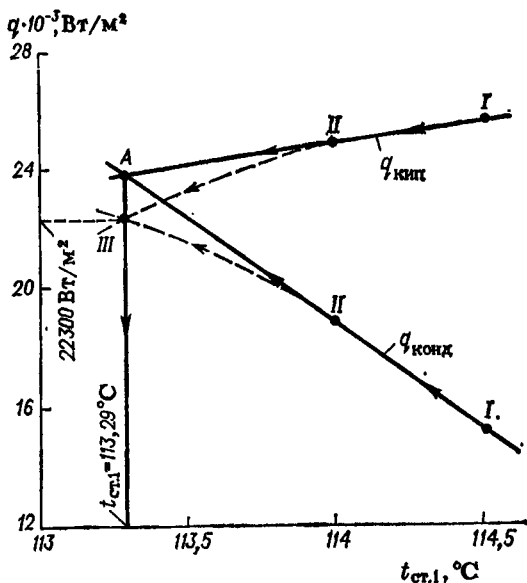


Рис. 4.26. Графическая зависимость  $t_{ст. I} = f(q)$  (к примеру 4.1V).

На схему процесса теплопередачи (рис. 4.25) наносим из таблицы значения  $t_{ст. I}$ ,  $t_{ст. II}$ ,  $\alpha_{конд}$ ,  $\alpha_{кип}$ ,  $q$ . По данным последнего приближения определяем коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{конд}} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_{кип}}} = \frac{1}{\frac{1}{7424} + \frac{1}{1785} + \frac{1}{2071}} = 848 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

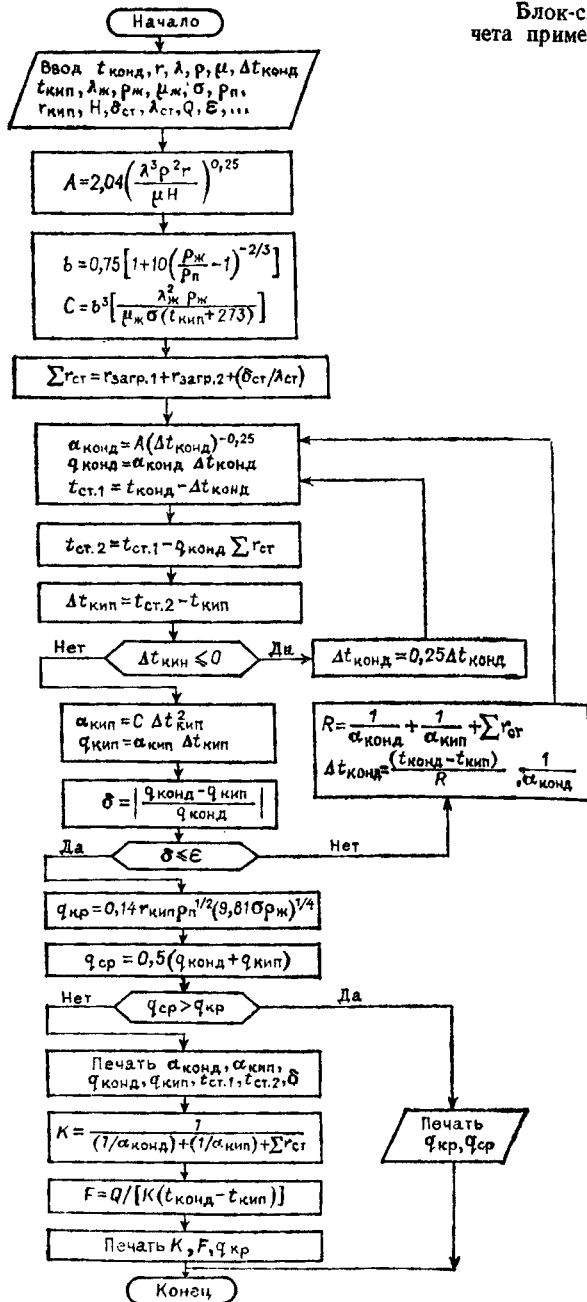
Площадь поверхности теплопередачи:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{ср}} = \frac{1,1 \cdot 10^8}{848 (116,3 - 90)} = 50 \text{ м}^2.$$

Принимаем аппарат с площадью поверхности теплопередачи  $65 \text{ м}^2$  [5.4], т. е. с запасом  $\frac{65 - 50}{50} 100 = 30 \%$ .

В связи с необходимостью применения метода последовательных приближений расчет процесса теплопередачи в греющей камере выпарного аппарата рекомендуется выполнять с помощью ЭВМ. Ниже представлен алгоритм такого расчета в виде блок-схемы и программа, записанная на языке ФОРТРАН-IV применительно к ЭВМ «Искра-1256». В расчете коэффициентов теплоотдачи использованы соотношения (4.52) при  $e_t = 1$  и (4.62). Критическая плотность теплового потока определена по уравнению (4.64). Значение  $\Delta t_{конд}$  для последующего приближения определяется по данным предыдущего приближения на основе того, что средняя разность температур потоков ( $\Delta t_{ср} = t_{конд} - t_{кип}$ ) распределяется по участкам: конденсация пара — стенка — кипение жидкости пропорционально их термическим сопротивлениям.





Идентификаторы к расчету кипятильника с обогревом паром:

*Исходные данные*

а) Конденсация пара.

Величина	$t_{\text{конд}}$	$r$	$\lambda$	$\rho$	$\mu$	$\Delta t_{\text{конд}}$
Идентификатор	T1	R1	L1	RO1	MU1	DT1

б) Кипение жидкости.

Величина	$t_{\text{кип}}$	$\rho_{\text{ж}}$	$\rho_{\text{п}}$	$\lambda_{\text{ж}}$	$\mu_{\text{ж}}$	$\sigma$	$r_{\text{кип}}$
Идентификатор	T2	RO2	ROP2	L2	MU2	SIGMA	R2

в) Аппарат.

Величина	$Q$	$H$	$\delta_{\text{ст}}$	$\lambda_{\text{ст}}$	$r_{\text{загр.1}}$	$r_{\text{загр.2}}$	$\epsilon$
Идентификатор	Q	H	DST	LST	RZ1	RZ2	EPS

*Рассчитываемые величины*

Величина	$A$	$b$	$C$	$\alpha_{\text{конд}}$	$\alpha_{\text{кип}}$	$t_{\text{ст.1}}$	$t_{\text{ст.2}}$	$q_{\text{конд}}$	$q_{\text{кип}}$	$R$
Идентификатор	A	B	C	AL1	AL2	TS1	TS2	Q1	Q2	R

Величина	$q_{\text{ср}}$	$q_{\text{кр}}$	$\sum r_{\text{ст}}$	$\Delta t_{\text{кип}}$	$\delta$	$K$	$F$
Идентификатор	QSR	QKR	RST	DT2	DELTA	K	F

Программа расчета:

```

PROGRAM
COMMENT РАСЧЕТ КИПЯТИЛЬНИКА С ОБОГРЕВОМ
COMMENT ПАРОМ
REAL L1, MU1, L2, MU2, LST, K
READ (5) T1, R1, L1, RO1, MU1, DT1
READ (5) T2, RO2, ROP2, L2, MU2, SIGMA, R2
READ (5) Q, H, DST, LST, RZ1, RZ2, EPS
COMMENT РАСЧЕТ КОЭФФИЦИЕНТОВ ТЕПЛОТДАЧИ
A=2.04*(SQRT(SQRT(((L1**3)*(RO1**2)*
R1)^(MU1*H))))
B=0.075*(1.+10./((RO2/ROP2-1.)*0.667))
C=(B**3)*((L2**2)*RO2/(MU2*SIGMA*(T2
+273.)))
RST=RZ1+RZ2+DST/LST
1 AL1=A/SQRT(SQRT(DT1))
Q1=AL1*DT1
TS1=T1-DT1
TS2=TS1-Q1*RST
DT2=TS2-T2
IF (DT2<=0.) GO TO 2
AL2=C*(DT2**2)
Q2=AL2*DT2
DELTA=ABS((Q1-Q2)/Q1)
IF (DELTA<=EPS) GO TO 4
COMMENT ЗНАЧЕНИЕ DT1 ДЛЯ СЛЕДУЮЩЕГО
COMMENT ПРИБЛИЖЕНИЯ
R=1./AL1+1./AL2+RST
DT1=(T1-T2/R/AL1
GO TO 3
2 DT1=DT1*0.5
3 GO TO 1
COMMENT ПРОВЕРКА РЕЖИМА КИПЕНИЯ
4 QKR=0.14*R2*SQRT(ROP2)*SQRT(SQRT(
SIGMA*9.81*RO2))
QSR=(Q1+Q2)/2.
IF (QSR>QKR) GO TO 7
WRITE (6,5) AL1, AL2, Q1, Q2, TS1, TS2,
DELTA
5 FORMAT (10X, 'AL1=', F7.1, 2X, 'AL2=', F7.1
/10X, 'Q1=', F7.0, 2X, 'Q2=', F7.0/10X,
'TS1=', F7.2, 2X, 'TS2=', F7.2/15X, 'DELTA
=', F8.4)
COMMENT КОЭФФИЦИЕНТ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ И
COMMENT ПЛОЩАДЬ ПОВЕРХНОСТИ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ
K=1./(1./AL1+1./AL2+RST)
F=Q/(K*(T1-T2))
WRITE (6,6) K, F, QKR
6 FORMAT (10X, 'K=', F7.1/10X, 'F=', F8.1/
10X, 'QKR=', F15.0)
GO TO 9
7 WRITE (6,8) QSR, QKR
8 FORMAT (2X, 'QSR=', F15./0, 'QKR=', F15.0,
'ПЛЕНОЧНОЕ КИПЕНИЕ — СЛЕДУЕТ ИЗМЕНИТЬ
РЕЖИМ РАБОТЫ АППАРАТА')
9 STOP
END *

```

Пример 4.В. Рассчитать змеевик для периодического нагрева м-ксилола в баке (в условиях свободной конвекции). Ксилол в количестве 1600 кг должен

быть нагрет от 16 до 80 °С в течение 1 ч. Нагрев производится паром, имеющим давление  $p_{абс} = 2 \text{ кгс/см}^2$  (0,2 МПа). Стальной змеевик выполнен из трубы диаметром  $53 \times 2 \text{ мм}$ .

**Решение.** Температура конденсации греющего пара 119,6 °С (табл. LVII). Так как она постоянна, то среднюю разность температур за время нагрева можно рассчитать по формуле:

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_{нач} - \Delta t_{кон}}{2,3 \lg(\Delta t_{нач}/\Delta t_{кон})} = \frac{103,6 - 39,6}{2,3 \lg(103,6/39,6)} = 66,6 \text{ °С} = 66,6 \text{ К},$$

где

$$\Delta t_{нач} = 119,6 - 16 = 103,6 \text{ °С} = 103,6 \text{ К};$$

$$\Delta t_{кон} = 119,6 - 80 = 39,6 \text{ °С} = 39,6 \text{ К}.$$

Средняя температура ксилола:

$$t_{к} = t_{конд} - \Delta t_{ср} = 119,6 - 66,6 = 53 \text{ °С}.$$

Средний расход передаваемой теплоты:

$$Q = G_{кк} (t_{кон} - t_{нач}) = \frac{1600}{3600} 1840 (80 - 16) = 52\,300 \text{ Вт},$$

где  $c_{к} = 1840 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$  — средняя удельная теплоемкость ксилола (рис. XI). Термическое сопротивление стальной стенки и загрязнений (табл. XXVIII и XXXI):

$$\sum r_{ст} = r_{загр.1} + \frac{\delta}{\lambda_{ст}} + r_{загр.2} = \frac{1}{5800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5800} = 0,0004 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт}.$$

Коэффициент теплоотдачи для ксилола рассчитываем по уравнению (4.46), принимая с запасом  $(Pr/Pr_{ст})^{0,25} = 1$  для нагреваемой жидкости:

$$\begin{aligned} Nu &= 0,5 (GrPr)^{0,25} = 0,5 \left( \frac{gd^3 \rho^2 \beta}{\mu^2} Pr \right)^{0,25} \Delta t_{к}^{0,25} = \\ &= 0,5 \left( \frac{9,8 \cdot 0,053^3 \cdot 837^2 \cdot 1,15 \cdot 10^{-3} \cdot 4,5}{0,43^2 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,25} \Delta t_{к}^{0,25} = 36,6 \Delta t_{к}^{0,25}, \end{aligned}$$

где  $\rho = 837 \text{ кг/м}^3$  — плотность ксилола при 53 °С (табл. IV);  $\mu = 0,43 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  — динамический коэффициент вязкости ксилола [4.15];  $Pr = 4,5$  — критерий Прандтля для ксилола при 53 °С (рис. XII);

$$\beta = \frac{v_2 - v_1}{v_1 \Delta t} = \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2 \Delta t} = \frac{837 - 778}{778 (119,6 - 53)} = 1,15 \cdot 10^{-3} \text{ К}^{-1},$$

$\beta$  — средний коэффициент объемного расширения ксилола в интервале температур 53—119,6 °С;  $\Delta t_{к} = t_{ст.2} - t_{к}$  (рис. 4.27).

Коэффициент теплоотдачи для ксилола:

$$\begin{aligned} \alpha_{к} &= \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{36,6 \cdot 0,128}{0,053} \Delta t_{к}^{0,25} = \\ &= 88,4 \Delta t_{к}^{0,25}, \end{aligned}$$

где  $\lambda = 0,128 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$  — коэффициент теплопроводности ксилола при 53 °С (рис. X).

Так как коэффициент теплоотдачи для ксилола много меньше, чем для конденсирующегося водяного пара, последний без расчета можно принять равным

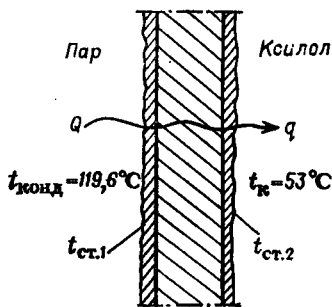


Рис. 4.27. Схема процесса теплопередачи (к примеру 4.V).

$\sim 10\,000$  Вт/(м<sup>2</sup>·К). Далее можно написать следующую систему уравнений:

$$q = \alpha_{\Pi} \Delta t_{\Pi} = \frac{\Delta t_{\text{ст}}}{\sum r_{\text{ст}}} = \alpha_{\text{к}} \Delta t_{\text{к}}; \quad \Delta t_{\text{ст}} = \Delta t_{\Pi} + \Delta t_{\text{ст}} + \Delta t_{\text{к}},$$

где  $\Delta t_{\Pi} = t_{\text{конд}} - t_{\text{ст.1}}$ ;  $\Delta t_{\text{ст}} = t_{\text{ст.1}} - t_{\text{ст.2}}$ .  
Подставляя численные значения, будем иметь:

$$10\,000 \Delta t_{\Pi} = \Delta t_{\text{ст}}/0,0004 = 88,4 \Delta t_{\text{к}}^{1,25}; \quad 66,6 = \Delta t_{\Pi} + \Delta t_{\text{ст}} + \Delta t_{\text{к}}.$$

Из этой системы уравнений получаем:

$$0,0442 \Delta t_{\text{к}}^{1,25} + \Delta t_{\text{к}} - 66,6 = 0.$$

Решая последнее уравнение (графически), находим:

$$\Delta t_{\text{к}} = 59,3^{\circ}\text{C} = 59,3 \text{ К}.$$

Тогда

$$q = \alpha_{\text{к}} \Delta t_{\text{к}} = 88,4 \cdot 59,3^{1,25} = 14\,550 \text{ Вт/м}^2.$$

Требуемая площадь поверхности теплообмена:

$$F = Q/q = 52\,300/14\,550 = 3,62 \text{ м}^2.$$

Длина змеевика:

$$L = \frac{F}{\pi d_{\text{ср}}} = \frac{3,62}{3,14 \cdot 0,051} = 22,6 \text{ м}.$$

С запасом:

$$L = 22,6 \cdot 1,15 = 26 \text{ м}.$$

Расход греющего пара с учетом 5% потерь теплоты:

$$G_{\Pi} = \frac{1,05Q}{rx} = \frac{1,05 \cdot 52\,300}{2208 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 0,0262 \text{ кг/с},$$

где  $r = 2208 \cdot 10^3$  Дж/кг (табл. LVII);  $x = 0,95$  — принятая степень сухости греющего пара.

По практическим данным для нормальной работы парового змеевика начальная скорость пара должна быть не более 30 м/с, а отношение  $L/d$  должно быть не более

$$\frac{L}{d} = C \frac{6}{\sqrt{\Delta t_{\text{ср}}}},$$

где  $C$  зависит от давления конденсирующегося пара и для  $\rho_{\text{абс}} = 2$  кгс/см<sup>2</sup> равняется  $\sim 190$  — см. «Теплоотдача при конденсации насыщенного пара» (стр. 163).

Проверим начальную скорость пара:

$$\omega_{\text{нач}} = \frac{G_{\Pi}}{\rho_{\Pi} \cdot 0,785d^2} = \frac{0,0262}{1,107 \cdot 0,785 \cdot 0,049^2} = 12,6 \text{ м/с},$$

где  $\rho_{\Pi} = 1,107$  кг/м<sup>3</sup> — плотность пара (табл. LVII).

Наибольшее допустимое отношение  $L/d$ :

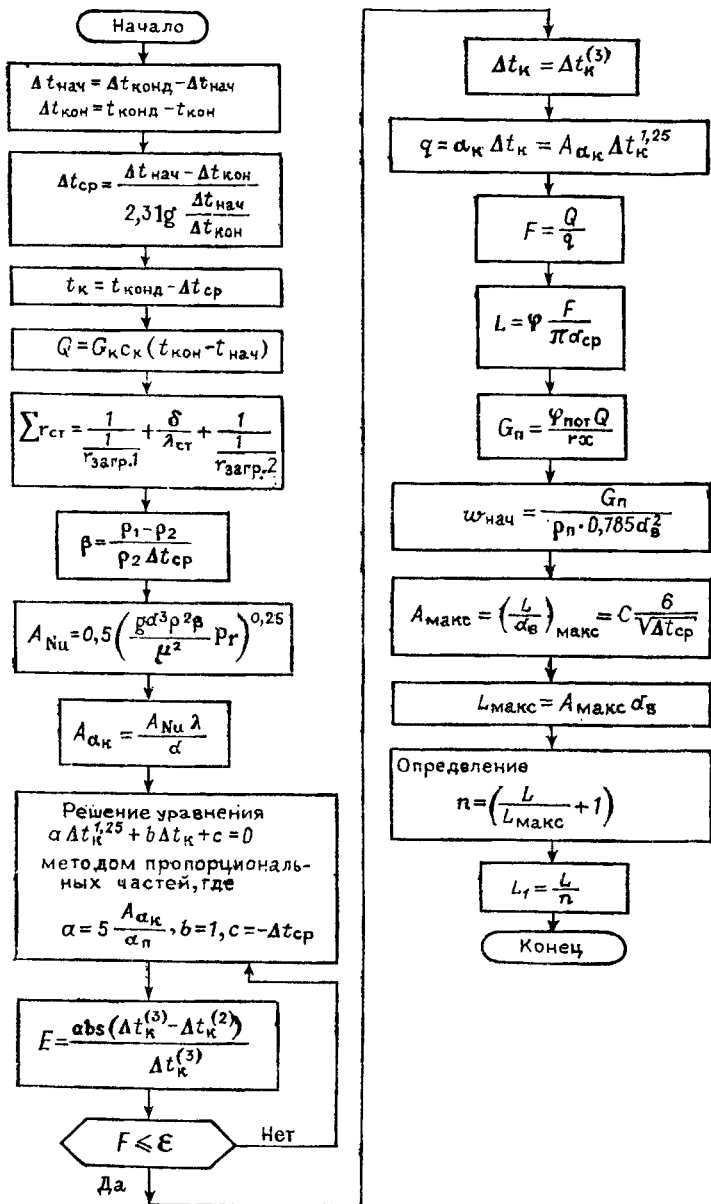
$$\left(\frac{L}{d}\right)_{\text{макс}} = 190 \frac{6}{\sqrt{66,6}} = 140.$$

Следовательно, длина змеевика должна быть не более

$$L = 140d = 140 \cdot 0,049 = 6,9 \text{ м}.$$

Принимаем число параллельно работающих змеевиков  $n = 4$ . Длина каждого змеевика  $26/4 = 6,5$  м.

Блок-схема алгоритма решения примера 4.V:



## ВЫПАРИВАНИЕ. КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

### ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

#### 1. Уравнения материального баланса процесса выпаривания:

$$G_{\text{нач}} = G_{\text{кон}} + W; \quad (5.1)$$

$$G_{\text{нач}} x_{\text{нач}} = G_{\text{кон}} x_{\text{кон}}. \quad (5.2)$$

Здесь  $G_{\text{нач}}$ ,  $G_{\text{кон}}$  — массовые расходы начального (исходного) раствора и конечного (упаренного) раствора, кг/с;  $x_{\text{нач}}$ ,  $x_{\text{кон}}$  — массовые доли растворенного вещества в начальном и конечном растворе;  $W$  — массовый расход выпариваемой воды, кг/с:

$$W = G_{\text{нач}} \left( 1 - \frac{x_{\text{нач}}}{x_{\text{кон}}} \right). \quad (5.3)$$

#### 2. Уравнение теплового баланса выпарного аппарата:

$$Q + G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} t_{\text{нач}} = G_{\text{кон}} c_{\text{кон}} t_{\text{кон}} + W i_{\text{вт}} + Q_{\text{пот}} \pm Q_{\text{д}}, \quad (5.4)$$

где  $Q$  — расход теплоты на выпаривание, Вт;  $c_{\text{нач}}$ ,  $c_{\text{кон}}$  — удельная теплоемкость начального (исходного) и конечного (упаренного) раствора, Дж/(кг·К);  $t_{\text{нач}}$ ,  $t_{\text{кон}}$  — температура начального раствора на входе в аппарат и конечного на выходе из аппарата при верхней разгрузке, °С;  $i_{\text{вт}}$  — удельная энтальпия вторичного пара на выходе его из аппарата, Дж/кг;  $Q_{\text{пот}}$  — расход теплоты на компенсацию потерь в окружающую среду, Вт;  $Q_{\text{д}}$  — теплота дегидратации, Вт.

#### 3. Расход теплоты на выпаривание.

Из уравнения (5.4) получаем:

$$Q = G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) + W (i_{\text{вт}} - c_{\text{в}} t_{\text{кон}}) + Q_{\text{пот}}, \quad (5.5)$$

где  $c_{\text{в}}$  — удельная теплоемкость воды при  $t_{\text{кон}}$ , Дж/(кг·К).

Если раствор поступает в выпарной аппарат в перегретом состоянии ( $t_{\text{нач}} > t_{\text{кон}}$ ), то  $Q_{\text{нагр}} = G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}})$  имеет отрицательный знак, и расход теплоты в выпарном аппарате сокращается, так как часть воды испаряется за счет теплоты, выделяющейся при охлаждении поступающего раствора от  $t_{\text{нач}}$  до  $t_{\text{кон}}$ . Величина  $G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{нач}} - t_{\text{кон}})$  носит название теплоты самоиспарения.

Расход теплоты на компенсацию потерь в окружающую среду  $Q_{\text{пот}}$  при расчете выпарных аппаратов принимают в размере 3 — 5% от суммы ( $Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}}$ ). Величину  $Q_{\text{пот}}$  можно подсчитать по уравнению:

$$Q_{\text{пот}} = \alpha F_{\text{нар}} (t_{\text{ст}} - t_{\text{возд}}). \quad (5.6)$$

Здесь  $\alpha = \alpha_{\text{л}} + \alpha_{\text{к}}$  — суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией, Вт/(м<sup>2</sup>·К);  $F_{\text{нар}}$  — площадь наружной поверхности теплоизолированного аппарата, м<sup>2</sup>;  $t_{\text{ст}}$  — температура наружной поверхности изоляции, °С или К;  $t_{\text{возд}}$  — температура окружающего воздуха, °С или К.

В общем случае в тепловом балансе выпарного аппарата должна учитываться еще затрата теплоты на дегидратацию растворенного вещества, но обычно эта величина по сравнению с дру-

гими статьями теплового баланса мала и ею можно пренебречь (см. пример 5.5).

Расход греющего пара  $G_{г. п}$  (в кг/с) в выпарном аппарате определяют по уравнению:

$$G_{г. п} = \frac{Q}{(i'' - i')x} = \frac{Q}{r_{г. п}x}, \quad (5.7)$$

где  $i''$  — удельная энтальпия сухого насыщенного пара, Дж/кг;  $i'$  — удельная энтальпия конденсата при температуре конденсации, Дж/кг;  $x$  — паросодержание (степень сухости) греющего пара;  $r_{г. п}$  — удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг.

Удельный расход пара на выпаривание  $d$  представляет собой отношение расхода греющего пара  $G_{г. п}$  к расходу испаряемой воды  $W$ :

$$d = G_{г. п}/W. \quad (5.8)$$

#### 4. Теплоемкость раствора.

Удельная теплоемкость раствора может быть вычислена по общей формуле:

$$c = c_1x_1 + c_2x_2 + c_3x_3 + \dots, \quad (5.9)$$

где  $c_1, c_2, c_3, \dots$  — удельные теплоемкости компонентов;  $x_1, x_2, x_3, \dots$  — массовые доли компонентов.

Для расчета удельной теплоемкости двухкомпонентных (вода + растворенное вещество) разбавленных водных растворов ( $x \leq 0,2$ ) пользуются приближенной формулой:

$$c = 4190(1 - x). \quad (5.10)$$

Здесь 4190 Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость воды;  $x$  — концентрация растворенного вещества, масс. доли.

Для концентрированных двухкомпонентных водных растворов ( $x > 0,2$ ) расчет ведут по формуле:

$$c = 4190(1 - x) + c_1x, \quad (5.11)$$

где  $c_1$  — удельная теплоемкость безводного растворенного вещества, Дж/(кг·К).

Удельную теплоемкость химического соединения при отсутствии экспериментальных данных можно ориентировочно рассчитать по уравнению:

$$Mc = n_1C_1 + n_2C_2 + n_3C_3 + \dots, \quad (5.12)$$

где  $M$  — молекулярная масса химического соединения;  $c$  — его массовая удельная теплоемкость, Дж/(кг·К);  $n_1, n_2, n_3, \dots$  — число атомов элементов, входящих в соединение;  $C_1, C_2, C_3, \dots$  — атомные теплоемкости, Дж/(кг-атом·К).

При расчетах по формуле (5.12) применяются значения атомных теплоемкостей, приведенные в табл. 5.1.

5. Температурный режим однокорпусной вакуум-выпарной установки (рис. 5.1).



Элемент	Атомная теплоемкость элементов для химических соединений, кДж/(кг·атом·К)		Элемент	Атомная теплоемкость элементов для химических соединений, кДж/(кг·атом·К)	
	в твердом состоянии	в жидком состоянии		в твердом состоянии	в жидком состоянии
C	7,5	11,7	F	20,95	29,3
H	9,6	18,0	P	22,6	31,0
V	11,3	19,7	S	22,6	31,0
Si	15,9	24,3	Остальные	26,0	33,5
O	16,8	25,1			

### Обозначения температур и давлений:

Барометрический конденсатор	$p_0, t_0$
Паровое пространство сепаратора	$p_1, t_1$
Кипение раствора в сепараторе	$p_1, t_{\text{нон}}$
Кипение в трубках (среднее значение)	$p_{\text{ср}}, t_{\text{кнп}}$
Греющий пар	$p_{\text{г. п}}, t_{\text{г. п}}$
Разбавленный раствор, поступающий в выпарной аппарат	$t_{\text{нач}}$

Соотношение температур:  $t_{\text{г. п}} > t_{\text{кнп}} > t_{\text{нон}} > t_1 > t_0$ .

Определение и расчет  $t$  и  $p$ .

$t_0$  — температура вторичного пара в барометрическом конденсаторе. Определяется как температура насыщения при давлении  $p_0$ .

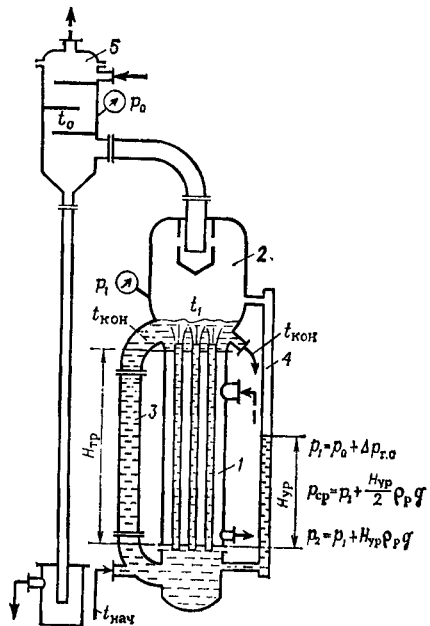
$t_1$  — температура вторичного пара в сепараторе выпарного аппарата. Определяется как температура насыщения при давлении  $p_1$ :

$$t_1 = t_0 + \Delta t_{\text{г. с}}, \quad (5.13)$$

где  $\Delta t_{\text{г. с}}$  — гидравлическая депрессия, или изменение температуры вторичного пара на участке сепаратор — барометрический конденсатор, вызванное падением давления пара из-за гидравлического сопротивления паропровода вторичного пара  $\Delta p_{\text{г. с}}$ . Это сопротивление может быть подсчитано по уравнению [см. формулу (1.49)].

Рис. 5.1. К определению  $p_{\text{ср}}$ :

1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба; 4 — водомерное стекло; 5 — барометрический конденсатор.



Давление  $p_1$  определяется как

$$p_1 = p_0 + \Delta p_{г. с}, \quad (5.14)$$

и величина гидравлической депрессии

$$\Delta t_{г. с} = t_1 - t_0 \quad (5.15)$$

Величину  $\Delta t_{г. с}$  принимают по практическим данным равной 0,5—1,5 К.

Температура  $t_{кон}$  — это температура кипения раствора в сепараторе выпарного аппарата, при которой упаренный (конечный) раствор выводится из аппарата:

$$t_{кон} = t_1 + \Delta t_{депр}. \quad (5.16)$$

Здесь  $\Delta t_{депр}$  — температурная депрессия, выражающая повышение температуры кипения раствора по сравнению с температурой кипения чистого растворителя (воды) при том же давлении, К:

$$\Delta t_{депр} = (t_{раств} - t_{воды})_p \quad (5.17)$$

В выпарных аппаратах непрерывного действия с естественной или принудительной циркуляцией концентрация кипящего раствора близка к конечной, поэтому  $\Delta t_{депр}$  в этих аппаратах берут для раствора конечной концентрации  $x_{кон}$ .

При периодическом процессе выпаривания, когда исходный раствор полностью заливается в аппарат до начала выпаривания,  $\Delta t_{депр}$  определяют при средней концентрации раствора.

В табл. XXXVI приведена температура кипения водных растворов некоторых солей при атмосферном давлении, а на рис. XIX — значения  $\Delta t_{депр}$ .

6. Расчет температуры кипения растворов и других жидкостей при давлениях, отличных от атмосферного.

Первый способ. Если известны две температуры кипения данного раствора или органической жидкости при соответствующих давлениях, можно воспользоваться уравнением

$$\frac{\lg p_{A_1} - \lg p_{A_2}}{\lg p_{B_1} - \lg p_{B_2}} = C \quad (5.18)$$

и номограммой (рис. XIV).

Здесь  $p_{A_1}$  и  $p_{B_1}$  — давления насыщенного пара двух жидкостей при одной и той же температуре  $t_1$ ;  $p_{A_2}$  и  $p_{B_2}$  — давления насыщенного пара этих жидкостей при температуре  $t_2$ ;  $C$  — постоянная.

Температура кипения жидкости может быть также найдена по правилу линейности химико-технических функций\*:

$$\frac{t_{p_1} - t_{p_2}}{\Theta_{p_1} - \Theta_{p_2}} = K, \quad (5.19)$$

\* Это соотношение экспериментально было найдено Дюрингом.

Отношение $p/p_0$							Поправка, $\pm \Delta t$ , К
0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	
Давление $p$ , мм рт. ст.							
100	200	400	450	500	550	650	0,9
—	50	200	350	450	500	550	1,8
—	—	100	275	300	350	400	2,6
—	—	—	150	200	250	300	3,6

где  $t_{p_1}$  и  $t_{p_2}$  — температуры кипения жидкости (раствора или индивидуального вещества) при двух давлениях  $p_1$  и  $p_2$ ;  $\Theta_{p_1}$  и  $\Theta_{p_2}$  — температуры кипения воды или другой эталонной жидкости \* при тех же давлениях (рис. XV и XVI).

Второй способ. Если для какого-либо раствора известна только одна температура кипения при одном давлении, то можно определить температуру кипения этого раствора при другом давлении, воспользовавшись правилом Бабо

$$(p/p_0)t = \text{const} \quad (5.20)$$

с поправкой В. Н. Стабникова для концентрированных водных растворов, кипящих под вакуумом (табл. 5.2).

Здесь  $p$  — давление пара раствора;  $p_0$  — давление насыщенного пара чистого растворителя при той же температуре.

Если теплота растворения положительна (теплота выделяется при растворении), то поправка берется со знаком плюс, если отрицательна, то со знаком минус \*\*.

Если давление в аппарате  $p \neq 1$  кгс/см<sup>2</sup>, то значения  $\Delta t_{\text{депр}}$ , найденные по табл. XXVI, пересчитывают на соответствующее давление (см. пример 5.8).

7. Температура  $t_{\text{кип}}$  — это средняя температура кипения раствора в трубах:

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{кон}} + \Delta t_{\text{г.эф}} \quad (5.21)$$

где  $\Delta t_{\text{г.эф}}$  — гидростатическая депрессия, или повышение температуры кипения раствора вследствие гидростатического давления столба жидкости в аппарате (гидростатический эффект).

Температура кипения раствора в выпарном аппарате переменна по высоте труб. Обычно среднюю температуру кипения определяют

\* При определении по правилу линейности температур кипения органических соединений, нерастворимых в воде, в качестве эталонной жидкости обычно берут гексан. Зависимость давления его насыщенного пара от температуры дана на рис. XVII.

\*\* Изменение энтальпии при образовании водных растворов — см. Справочник химика. Т. III. М.—Л.: Химия, 1965, с. 612.

на середине высоты греющих труб с учетом гидростатического давления.

Давление в среднем слое выпариваемого раствора (см. рис. 5.1):

$$p_{ср} = p_1 + 0,5\rho_p g H_{ур} = p_1 + \Delta p_{г.эф}, \quad (5.22)$$

где  $\Delta p_{г.эф}$  — повышение давления в жидкости на глубине  $H_{ур}/2$  от поверхности (так называемый гидростатический эффект);  $\rho_p$  — плотность раствора.

Гидростатическая депрессия  $\Delta t_{г.эф}$ , связанная с величиной  $\Delta p_{г.эф}$ , зависит от высоты уровня раствора  $H_{ур}$ , определяемой по водомерному стеклу, и от плотности раствора. Оптимальная высота уровня при выпаривании водных растворов в выпарных аппаратах с естественной циркуляцией раствора может быть рассчитана по формуле [5.1]:

$$H_{опт} = [0,26 + 0,0014 (\rho_p - \rho_v)] H_{тр}. \quad (5.23)$$

Здесь  $H_{опт}$  ( $H_{ур}$ ) — оптимальная высота уровня по водомерному стеклу, м;  $H_{тр}$  — рабочая высота труб, м;  $\rho_p$  и  $\rho_v$  — плотности раствора конечной концентрации (табл. IV) и воды (табл. XXXIX) при температуре кипения, кг/м<sup>3</sup>.

При отсутствии данных для  $t_{кип}$  можно принять, что

$$(\rho_p - \rho_v)_{t_{кип}} \approx (\rho_p - \rho_v)_{t=20^\circ C}. \quad (5.24)$$

Величина  $\Delta t_{г.эф}$  определяется по уравнению

$$\Delta t_{г.эф} = t_{ср} - t_1, \quad (5.25)$$

где  $t_{ср}$  — температура кипения воды при давлении  $p_{ср}$ .

Средняя температура кипения раствора:

$$t_{кип} = t_{кон} + \Delta t_{г.эф} = t_0 + \Delta t_{г.с} + \Delta t_{депр} + \Delta t_{г.эф} = t_0 + \sum \Delta t_{пот}, \quad (5.26)$$

где сумма температурных потерь  $\sum \Delta t_{пот}$ .

$$\sum \Delta t_{пот} = \Delta t_{г.с} + \Delta t_{депр} + \Delta t_{г.эф}. \quad (5.27)$$

Порядок расчета  $t_{кип}$  — см. пример 5.11.

**8. Общая и полезная разность температур.** Площадь поверхности теплопередачи.

Разность между температурой конденсации греющего пара  $t_{г.п}$  и температурой конденсации вторичного пара в барометрическом конденсаторе  $t_0$  называют общей разностью температур

$$\Delta t_{общ} = t_{г.п} - t_0. \quad (5.28)$$

а разность между температурой конденсации греющего пара  $t_{г.п}$  и температурой кипения раствора  $t_{кип}$  — полезной разностью температур:

$$\Delta t_{пол} = t_{г.п} - t_{кип} = \Delta t_{общ} - \sum \Delta t_{пот}. \quad (5.29)$$

Площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата — см. формулу (4.72):

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{пол}}}, \quad (5.30)$$

где  $\Delta t_{\text{пол}}$  — средняя движущая сила  $\Delta t_{\text{ср}}$ .

9. В многокорпусных выпарных установках  $\Delta t_{\text{общ}}$  — разность между температурой конденсации греющего пара первого корпуса и температурой конденсации вторичного пара последнего корпуса;  $\sum \Delta t_{\text{пот}} = \Delta t_{\text{депр}} + \Delta t_{\text{г. вф}} + \Delta t_{\text{г. о}}$  — сумма температурных потерь во всех корпусах.

Распределение полезной разности температур между отдельными корпусами производится:

а) в случае расчета на минимальную общую площадь поверхности всех корпусов — пропорционально  $\sqrt{Q/K}$

$$\Delta t_i = \Delta t_{\text{пол}} \sqrt{Q_i/K_i} \left/ \sum_{i=1}^n \sqrt{Q_i/K_i} \right.; \quad (5.31)$$

б) в случае расчета на равную площадь поверхности корпусов — пропорционально отношению  $Q/K$

$$\Delta t_i = \Delta t_{\text{пол}} Q_i/K_i \left/ \sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i} \right.; \quad (5.32)$$

где  $Q_i$  — тепловая нагрузка корпуса;  $K_i$  — коэффициент теплопередачи в корпусе.

10. Масса образовавшихся кристаллов  $G_{\text{кр}}$  (в кг) определяется из уравнения материального баланса кристаллизатора:

$$G_{\text{кр}} = \frac{G_1 (x_2 - x_1) - W x_2}{x_2 - x_{\text{кр}}}, \quad (5.33)$$

где  $G_1$  — количество исходного раствора, кг;  $x_1$  — концентрация исходного раствора по безводной соли, массовые доли или %;  $x_2$  — концентрация по безводной соли маточного раствора после кристаллизации, массовые доли или %;  $W$  — количество испаренного растворителя, кг;  $x_{\text{кр}} = M/M_{\text{кр}}$  — отношение молярных масс безводного растворенного вещества в кристаллогидрата.

Если вещество кристаллизуется в безводной форме, то  $x_{\text{кр}} = 1$ .

При изогидрической кристаллизации (без удаления части растворителя при  $W = 0$ ):

$$G_{\text{кр}} = \frac{G_1 (x_1 - x_2)}{x_{\text{кр}} - x_2}. \quad (5.34)$$

11. Удельную теплоту растворения  $q_p$  (в Дж/кг) твердых веществ, обладающих небольшой растворимостью, можно определить по формуле:

$$q_p = \frac{19,2 \cdot 10^3 \lg \frac{c_1}{c_2}}{M \left( \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)}. \quad (5.35)$$

Здесь  $c_1$  и  $c_2$  — растворимость вещества при температурах  $T_1$  и  $T_2$  (в К);  $M$  — молярная масса растворенного вещества, кг/моль.

Удельную теплоту плавления  $q_{\text{пл}}$  (в Дж/кг) при отсутствии экспериментальных данных можно вычислять по следующим приближенным зависимостям:

а) для неорганических соединений

$$q_{\text{пл}} = 25,1 \cdot 10^3 \frac{T_{\text{пл}}}{M}; \quad (5.36)$$

б) для органических соединений

$$q_{\text{пл}} = 41,9 \cdot 10^3 \frac{T_{\text{пл}}}{M}, \quad (5.37)$$

где  $T_{\text{пл}}$  — температура плавления, К;  $M$  — молярная масса соединения, кг/моль.

Количество теплоты  $Q$  (в Дж), выделяющейся при кристаллизации без испарения части растворителя, определяется из уравнения теплового баланса кристаллизатора:

$$Q = G_1 c (t_1 - t_2) + G_{\text{кр}} q, \quad (5.38)$$

где  $G_1$  — количество исходного раствора, кг;  $c$  — удельная теплоемкость исходного раствора, Дж/(кг·К);  $t_1$  и  $t_2$  — начальная и конечная температуры раствора, °С или К;  $G_{\text{кр}}$  — количество образовавшихся кристаллов, кг;  $q$  — удельная теплота кристаллизации, Дж/кг.

12. Удельную теплоту парообразования жидкости  $r$  (в Дж/кг) при давлении  $p$  можно определить по уравнению:

$$r = r_{\text{эт}} \frac{M_{\text{эт}}}{M} \left( \frac{T}{\Theta} \right)^2 \frac{d\Theta}{dT}. \quad (5.39)$$

В формуле (5.39)  $r$  и  $r_{\text{эт}}$  — удельная теплота парообразования искомой и эталонной \* жидкостей при одном и том же давлении  $p$ , Дж/кг;  $M$  и  $M_{\text{эт}}$  — молярные массы этих жидкостей, кг/моль;  $T$  и  $\Theta$  — их температуры кипения при давлении  $p$ , К;  $d\Theta$ ,  $dT$  — дифференциалы температур кипения эталонной жидкости и жидкости, для которой определяется теплота парообразования (на основании правила линейности отношение дифференциалов замениют отношением разностей температур кипения при двух давлениях).

Удельная теплота парообразования неполярных жидкостей  $r$  (в Дж/кг) при атмосферном давлении может быть вычислена по формуле Кистяковского:

$$r = 19,2 \cdot 10^3 \frac{T}{M} (1,91 + \lg T), \quad (5.40)$$

где  $T$  — температура кипения, К;  $M$  — молярная масса жидкости, кг/моль.

13. Расход воды на конденсатор  $G_{\text{в}}$  (в кг/с) определяется из уравнения теплового баланса конденсатора:

$$G_{\text{в}} = \frac{W (i'' - i')}{c (t_{\text{в. кон}} - t_{\text{в. нач}})} = W \frac{r + c_{\text{ж}} (t_0 - t_{\text{в}})}{c (t_{\text{в. кон}} - t_{\text{в. нач}})}, \quad (5.41)$$

где  $W$  — расход вторичного пара, поступающего в конденсатор, кг/с;  $i''$  — удельная энтальпия этого пара, Дж/кг;  $i'$  — удельная энтальпия конденсата при вы-

\* См. сноску к формуле (5.20). Зависимость удельной теплоты парообразования гексана от температуры приведена на рис. XVIII.

коде из конденсатора, Дж/кг;  $t_{в.нач}$ ,  $t_{в.кон}$  — начальная и конечная температуры охлаждающей воды, °С или К;  $c$ ,  $c_{ж}$  — средние удельные теплоемкости воды и конденсата, Дж/(кг·К);  $r$  — теплота конденсации, Дж/кг;  $t_0$ ,  $t_w$  — температура конденсации и конечная температура конденсата, °С или К.

В конденсаторах смешения температура конденсата равна конечной температуре охлаждающей воды. Поэтому в конденсаторах смешения:

$$G_B = W \frac{i'' - ct_{в.кон}}{c(t_{в.кон} - t_{в.нач})}. \quad (5.42)$$

Количество воздуха, откачиваемого вакуум-насосом из барометрического конденсатора,  $G_{возд}$  (в кг/с) определяют по эмпирической формуле:

$$G_{возд} = 0,000025 (W + G_B) + 0,01W. \quad (5.43)$$

Объем насыщенного водяным паром воздуха  $V$  (в м<sup>3</sup>/с), откачиваемого из противоточного барометрического конденсатора:

$$V = \frac{RG_{возд}T_{возд}}{M_{возд}(\Pi - p_{п})} = \frac{278T_{возд}G_{возд}}{\Pi - p_{п}}. \quad (5.44)$$

Здесь  $T_{возд}$  — температура воздуха (в К), откачиваемого из барометрического конденсатора; определяется по приближенной эмпирической формуле

$$T_{возд} = 273 + [t_{в.нач} + 0,1(t_{в.кон} - t_{в.нач}) + 4]; \quad (5.45)$$

$t_{в.нач}$  и  $t_{в.кон}$  — начальная и конечная температуры воды, °С (конечную температуру воды  $t_{в.кон}$  принимают не менее чем на 3 °С ниже температуры конденсации вторичного пара);  $\Pi$  — давление (абс.) в барометрическом конденсаторе, Па;  $p_{п}$  — давление насыщенного водяного пара при температуре  $T_{возд}$ , Па.

Высота барометрической трубы  $H$  (в м) зависит от величины вакуума (разрежения) в конденсаторе и равняется:

$$H = H_0 + H_{г.с} + 0,5, \quad (5.46)$$

где  $H_0 = 10,33 \frac{b}{760}$ ;  $b$  — вакуум в конденсаторе, мм рт. ст.;  $H_{г.с} = \frac{\omega^2}{2g} \times (1 + \lambda \frac{H}{d} + 1,5)$ ;  $\omega$  — скорость воды в трубе, м/с;  $\lambda$  — коэффициент трения;  $d$  — диаметр трубы, м.

## ПРИМЕРЫ

**Пример 5.1.** Исходный (начальный) раствор гидроксида натрия содержит 79 г/л воды. Плотность упаренного раствора при 30 °С равна 1,555 г/см<sup>3</sup>. Это соответствует концентрации 840 г/л раствора. Определить количество выпаренной воды на 1 т исходного раствора.

**Решение.** Массовая доля растворенного вещества в начальном растворе:

$$x_{нач} = \frac{79}{1000 + 79} = 0,0733.$$

В конечном растворе:

$$x_{\text{кон}} = 840/1555 = 0,54.$$

Количество выпаренной воды на 1 т исходного раствора:

$$W = G_{\text{нач}} \left( 1 - \frac{x_{\text{нач}}}{x_{\text{кон}}} \right) = 1000 \left( 1 - \frac{0,0733}{0,54} \right) = 865 \text{ кг.}$$

**Пример 5.2.** Найти удельную теплоемкость 25 % водного раствора натриевой соли салициловой кислоты.

**Решение.** Так как концентрация раствора больше 20%, то удельную теплоемкость раствора рассчитаем по формуле (5.11).

Предварительно определяем удельную теплоемкость  $c_1$  сухой натриевой соли салициловой кислоты по формуле (5.12), воспользовавшись данными табл. 5.1. Химическая формула соли  $C_8H_7(OH)COONa$ ;  $M = 160$ . Имеем:

$$c_1 = (7,5 \cdot 7 + 9,6 \cdot 5 + 16,8 \cdot 3 + 26,0) / 160 = 1,11 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Удельная теплоемкость 25% раствора:

$$c = 4190(1 - x) + c_1x = 4190 \cdot 0,75 + 1110 \cdot 0,25 = 3420 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

**Пример 5.3.** Определить, пользуясь правилом линейности, температуру кипения анилина под вакуумом 0,08 МПа, т. е. при остаточном абсолютном давлении 0,02 МПа. Известно, что при температуре 160 °С давление насыщенного пара анилина равняется 390 мм рт. ст., а при атмосферном давлении температура кипения анилина 184 °С.

**Решение.** Возьмем в качестве эталонной жидкости гексан. По диаграмме (рис. XVII) находим для гексана:

$$\begin{array}{ll} \text{При } p_1 = 390 \text{ мм рт. ст.} & \theta_1 = 49,2 \text{ }^\circ\text{C} \\ p_2 = 760 \text{ мм рт. ст.} & \theta_2 = 69 \text{ }^\circ\text{C} \end{array}$$

Тогда

$$K = \frac{t_{p_1} - t_{p_2}}{\theta_{p_1} - \theta_{p_2}} = \frac{160 - 184}{49,2 - 69} = 1,21.$$

При абсолютном давлении  $p = 0,02$  МПа, т. е. 0,2 · 735 = = 147 мм рт. ст., температура кипения гексана 24,5 °С (рис. XVII). Следовательно,

$$\frac{160 - t}{49,2 - 24,5} = 1,21,$$

откуда  $t = 130,1$  °С.

Если решать эту задачу с помощью диаграммы линейности, составленной с применением воды в качестве эталонной жидкости (рис. XV), то получим: температура кипения воды при абсолютном давлении  $p = 0,2$  кгс/см<sup>2</sup> равна ~60 °С (табл. LVII). По диаграмме линейности находим точку пересечения ординаты 60 °С (для воды) с линией 12 (для анилина). Этой точке пересечения



соответствует на шкале абсцисс температура кипения анилина, равная  $130^{\circ}\text{C}$ .

**Пример 5.4.** Вычислить с помощью правила линейности теплоту парообразования анилина при абсолютном давлении  $0,2 \text{ кгс/см}^2$ .

**Решение.** Воспользуемся уравнением (5.39), взяв в качестве эталонной жидкости гексан. Температура кипения анилина при  $p = 0,2 \text{ кгс/см}^2$  равна  $130^{\circ}\text{C}$  (см. предыдущий пример). Температура кипения гексана при  $p = 0,2 \text{ кгс/см}^2$  равна  $24,5^{\circ}\text{C}$ . Удельную теплоту парообразования гексана при  $24,5^{\circ}\text{C}$  находим по графику (рис. XVIII):  $r = 366 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ .

Отношение  $d\Theta/dT$  находим по данным предыдущего примера. Так как зависимость между  $T$  и  $\Theta$  при одинаковом давлении прямолинейна, то  $d\Theta/dT$  — величина постоянная. Следовательно,

$$\frac{d\Theta}{dT} = \frac{1}{K} = \frac{1}{1,21} = 0,826.$$

Подставляя все эти значения в формулу (5.39), получаем:

$$r = r_{\text{эт}} \frac{M_{\text{эт}}}{M} \left( \frac{T}{\Theta} \right)^2 \frac{d\Theta}{dT} = 366 \cdot 10^3 \frac{86}{93} \left( \frac{273 + 130}{273 + 24,5} \right)^2 0,826 = 515\,000 \text{ Дж/кг}.$$

Если в качестве эталонной жидкости взять не гексан, а воду, то получим следующие данные.

Для воды при абсолютном давлении  $p = 0,2 \text{ кгс/см}^2$  температура кипения равна  $59,7^{\circ}\text{C}$ , а удельная теплота парообразования (по табл. LVII)  $r = 2358 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ .

Отношение  $d\Theta/dT$  находим по рис. XV как тангенс угла наклона линии 12:

$$\frac{d\Theta}{dT} = \frac{110 - 20}{200 - 80} = 0,75.$$

Подставляя в формулу (5.39), получаем:

$$r = 2358 \cdot 10^3 \frac{18}{93} \left( \frac{403}{333} \right)^2 0,75 = 503\,000 \text{ Дж/кг}.$$

**Пример 5.5.** Определить расход греющего насыщенного водяного пара в одиночном выпарном аппарате при непрерывном концентрировании раствора NaOH. Расход начального раствора  $2 \text{ т/ч}$ , его концентрация  $14,1\%$  (масс.), конечная концентрация  $24,1\%$  (масс.). Температура греющего пара  $150^{\circ}\text{C}$ . Давление вторичного пара в аппарате атмосферное. Тепловые потери выпарного аппарата составляют  $58\,000 \text{ Вт}$ .

Расчет произвести для трех вариантов: а) раствор поступает на выпаривание с начальной температурой  $20^{\circ}\text{C}$ ; б) раствор поступает на выпаривание при температуре кипения в аппарате; в) раствор поступает в выпарной аппарат перегретым до  $130^{\circ}\text{C}$ .

**Решение.** Если давление вторичного пара в аппарате атмосферное, то конечная температура раствора, выводимого из аппарата, должна равняться  $\sim 111^{\circ}\text{C}$  (табл. XXXVI).

а) Количество теплоты, передаваемое от греющего пара к кипящему раствору [формула (5.5)]:

$$Q_{г.п} = G_{нач} c_{нач} (t_{кон} - t_{нач}) + W (i_{вт.п} - c_{в'кон}) + Q_{пот},$$

Для всех вариантов расчета вторые и третьи слагаемые одинаковы. Определяем второе слагаемое:

$$W (i_{вт.п} - c_{в'кон}) = \frac{829}{3600} (2677 - 4,23 \cdot 111) 10^3 = 508 \text{ кВт},$$

где  $W = G_{нач} \left(1 - \frac{x_{нач}}{x_{кон}}\right) = 2000 \left(1 - \frac{14,1}{24,1}\right) = 829 \text{ кг/ч}$ ;  $c_{в'} = 4,23 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$  — теплоемкость воды при  $111^\circ\text{C}$  (табл. XXXIX);  $i_{вт.п} = 2677 \text{ кДж/кг}$  — удельная энтальпия водяного пара при абсолютном давлении  $1 \text{ кгс/см}^2$ .

Определяем расход теплоты на нагревание раствора. Подсчитываем удельную теплоемкость начального раствора.

Удельная теплоемкость твердого NaOH по формуле (5.12):

$$c_1 = (16,8 + 9,6 + 26,0)/40 = 1,31 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Удельная теплоемкость 14,1% водного раствора NaOH:

$$c = 1,31 \cdot 10^3 \cdot 0,141 + 4,19 \cdot 10^3 \cdot 0,859 = 3780 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Подсчитываем расход теплоты на нагревание раствора для каждого варианта:

а) начальная температура раствора  $20^\circ\text{C}$

$$Q_{нагр} = \frac{2000 \cdot 3,78 \cdot 10^3}{360} (111 - 20) = 195\,000 \text{ Вт};$$

б) начальная температура равна температуре кипения

$$Q_{нагр} = 0;$$

в) раствор поступает в выпарной аппарат перегретым до  $130^\circ\text{C}$

$$Q_{нагр} = \frac{2000 \cdot 3,78 \cdot 10^3}{3600} (111 - 130) = -35\,700 \text{ Вт}.$$

Подсчитываем расход теплоты на дегидратацию NaOH, чтобы получить представление о величине этой статьи расхода в тепловом балансе выпарного аппарата.

По Справочнику физико-химических величин Технической энциклопедии (т. VII) находим, что теплота образования NaOH в растворе с  $n$  молями воды составляет:

$n$	3	5	7	9	13,5
Теплота образования NaOH, кДж/моль	456,6	465,5	469,1	469,5	470,23

Подсчитываем количество молей воды, приходящихся на 1 моль NaOH.

Начальный раствор:

количество молей NaOH в 1 кг раствора

$$141/40 = 3,52;$$

количество молей воды в 1 кг раствора

$$(1000 - 141)/18 = 47,7;$$

количество молей воды на 1 моль NaOH

$$47,7/3,52 = 13,5.$$

Конечный раствор:

количество молей NaOH в 1 кг раствора

$$241/40 = 6,02;$$

количество молей воды в 1 кг раствора

$$(1000 - 241)/18 = 42,1;$$

количество молей воды на 1 моль NaOH

$$42,1/6,02 = 7,0.$$

Следовательно, теплота дегидратации:

$$470,23 - 469,1 = 1,13 \text{ кДж/моль NaOH.}$$

Общая теплота дегидратации:

$$Q_d = 3,52 \cdot 2000 \cdot 1130/3600 = 2220 \text{ Вт.}$$

Составим сводную таблицу расхода теплоты (в Вт) в выпарном аппарате для всех трех вариантов (табл. 5.3).

Из табл. 5.3 следует, что расход теплоты на дегидратацию составляет малую величину, которой можно пренебречь.

Определяем расход греющего пара. По табл. LVII:

$$i'' = 2753 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}; \quad i' = 633 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг};$$

$$i'' - i' = 2753 - 633 = 2120 \text{ кДж/кг.}$$

Т а б л и ц а 5.3

Статьи расхода	Варианты		
	а	б	в
На испарение воды	508 000	508 000	508 000
На дегидратацию	2 220	2 220	2 220
Теплопотери	58 000	58 000	58 000
На нагревание раствора	195 000	0	-35 700
<b>Итого</b>	<b>763 220</b>	<b>568 220</b>	<b>532 520</b>

Концентрация $x$ , % (масс.)	5	10	20	30	40	50
Температура кипения, °C ( $t_{\text{кип}} = t_{\text{нас}} + \Delta t_{\text{депр}}$ )	55	56	60	67	76	95
Коэффициент теплопередачи при кипении $K$ ; Вт/(м <sup>2</sup> ·К)	2150	1740	1130	740	490	280

Следовательно, по формуле (5.7):

$$a) G_{г. п} = \frac{Q}{i'' - i'} = \frac{763\,220}{2120 \cdot 1000} = 0,36 \text{ кг/с} = 1296 \text{ кг/ч};$$

$$b) G_{г. п} = \frac{568\,220}{2120 \cdot 1000} = 0,268 \text{ кг/с} = 965 \text{ кг/ч};$$

$$в) G_{г. п} = \frac{532\,250}{2120 \cdot 1000} = 0,251 \text{ кг/с} = 904 \text{ кг/ч}.$$

**Пример 5.6.** В вакуум-выпарной аппарат периодического действия, имеющий площадь поверхности нагрева 40 м<sup>2</sup>, заливается 20 т слабого раствора с концентрацией  $x_{\text{нач}} = 5\%$  (масс.). Начальная температура слабого раствора 20 °С. Раствор выпаривается до концентрации  $x_{\text{кон}} = 50\%$  (масс.). Зависимость температуры кипения раствора и коэффициента теплопередачи в аппарате от концентрации раствора дана в табл. 5.4. Абсолютное давление пара в аппарате 0,15 кгс/см<sup>2</sup>, чему соответствует температура насыщения  $t_{\text{нас}} = 53,6$  °С.

Коэффициент теплопередачи для периода нагрева слабого раствора до начала кипения  $K_1 = 350$  Вт/(м<sup>2</sup>·К). Температура греющего насыщенного водяного пара 120 °С.

Определить расход греющего пара, принимая влажность его 5%, и продолжительность процесса выпаривания.

**Решение.** Количество выпариваемой воды:

$$W = G_{\text{нач}} \left(1 - \frac{x_{\text{нач}}}{x_{\text{кон}}}\right) = 20\,000 \left(1 - \frac{5}{50}\right) = 18\,000 \text{ кг}.$$

*Первый период.* Нагрев раствора от 20 °С до температуры кипения 55 °С (без учета потерь теплоты в окружающую среду):

$$Q_{г. п} = G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{кип}} - t_{\text{нач}}) = 20\,000 \cdot 4,19 \cdot 0,95 (55 - 20) = 2\,790\,000 \text{ кДж},$$

где 0,95·4,19 — теплоемкость начального (5%) раствора, кДж/(кг·К).

Расход греющего пара за I период с учетом потери теплоты в окружающую среду в 3%:

$$G_{г. п} = \frac{Q_{г. п} \cdot 1,03}{r_{г. п} \cdot 0,95} = \frac{2\,790\,000 \cdot 1,03}{2207 \cdot 0,95} = 1370 \text{ кг}.$$

Здесь  $r_{г. п} = 2207$  кДж/кг — удельная теплота парообразования насыщенного водяного пара при 120 °С (табл. LV1); 0,95 — сухость греющего пара.

Продолжительность I периода (нагрев до 55 °С)

$$\tau_I = \frac{Q_{г. п}}{K_I (\Delta t_{ср})_I F} = \frac{2\,790\,000 \cdot 10^3}{350 \cdot 82,5 \cdot 40} = 2415 \text{ с} = 0,67 \text{ ч,}$$

где  $(\Delta t_{ср})_I$  — средняя (по времени) разность температур в I периоде

$$\frac{120 - 120}{20 \rightarrow 55} \\ \frac{\Delta t_{б} = 100}{\Delta t_{м} = 65}.$$

Так как  $(\Delta t_{б}/\Delta t_{м}) < 2$ , то

$$(\Delta t_{ср})_I = (100 + 65)/2 = 82,5 \text{ К}$$

*Второй период* (выпаривание).

1. Тепловой баланс за весь цикл.

Подводимая теплота:  $Q_{г. п}$  — теплота конденсации греющего пара;  $G_{нач} c_{нач} t'_{нач}$  — теплота, вносимая начальным раствором при 55 °С.

Отводимая теплота:  $G_{ков} c_{ков} t_{ков}$  — теплота, отводимая с упаренным раствором при  $t_{кип} = 95$  °С;  $W i''_{вт. п}$  — теплота, выносимая вторичным паром при температуре насыщения  $t_{вт. п} = 53,6$  °С. Тепловой баланс:

$$Q_{г. п} + G_{нач} c_{нач} t'_{нач} = G_{ков} c_{ков} t_{ков} + W i''_{0,15}.$$

Заменяя  $G_{ков} c_{ков} t_{ков} = G_{нач} c_{нач} t_{ков} - W c_{вт. ков}$ , получаем:

$$Q_{г. п} = G_{нач} c_{нач} (t_{ков} - t'_{нач}) + W (i''_{0,15} - c_{вт. ков}) = \\ = 20\,000 \cdot 4,19 \cdot 0,95 (95 - 55) + 18\,000 (2596 - 4,19 \cdot 95) = \\ = 3\,184\,400 + 39\,563\,000 = 42,7 \cdot 10^6 \text{ кДж,}$$

где  $i''_{0,15} = 2596$  кДж/кг — удельная энтальпия вторичного пара при  $p = 0,15$  кгс/см<sup>2</sup> (табл. LVII).

Расход греющего пара за II период с учетом потери теплоты в окружающую среду в 3%:

$$G_{г. п} = \frac{42,7 \cdot 10^6 \cdot 1,03}{2207 \cdot 0,95} = 21\,000 \text{ кг.}$$

2. Продолжительность II периода (выпаривания).

В этом периоде концентрация кипящего раствора  $x$ , его температура кипения  $t$  и величина коэффициента теплопередачи  $K$  непрерывно изменяются — см. табл. 5.4.

Уравнение теплопередачи для бесконечно малого отрезка времени  $d\tau$

$$dQ = KF(T - t) d\tau$$

содержит только две постоянные величины: температуру конденсации греющего пара  $T = 120$  °С и площадь поверхности теплообмена  $F = 40$  м<sup>2</sup>.

$x, \%$	5	10	20	30	40	50
$\sum W, \text{ кг}$	0	10 000	15 000	16 700	17 500	18 000
$\sum Q \cdot 10^{-10} \text{ Дж}$	0	2,37	3,56	3,96	4,15	4,27
$(T - t), \text{ К}$	65	64	60	53	44	25
$\frac{1}{K(T-t)} 10^6$	7	8,9	14,7	25,4	46,3	142,8

Из последнего уравнения получаем:

$$F d\tau = \frac{dQ}{K(T-t)}$$

Интегрирование правой части уравнения

$$F\tau_2 = \int_0^{Q_2} \frac{dQ}{K(T-t)}$$

может быть выполнено графически.

Необходимые для графического интегрирования величины получают расчетным путем:

а)  $\frac{1}{K(T-t)}$  определяют, используя данные табл. 5.4; например, для  $x = 20\%$

$$\frac{1}{K(T-t)} = \frac{1}{1130 \cdot 60} = 14,7 \cdot 10^{-6} \text{ и т. д.};$$

б)  $\sum Q$ ; например, для  $x = 20\%$

$$\begin{aligned} \sum Q &= Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{нач}} = 20\,000 \cdot 4190 \cdot 0,95 (60 - 55) + \\ &+ 15\,000 (2596 - 4,19 \cdot 60) \cdot 10^3 = 398 \cdot 10^6 + 35\,175 \cdot 10^6 = 3,56 \cdot 10^{10} \text{ и т. д.} \end{aligned}$$

Полученные расчетным путем данные сведены в табл. 5.5.

Принимаем масштаб для оси абсцисс: 1 мм =  $2 \cdot 10^8$  Дж.

» » » » ординат: 1 мм =  $1 \cdot 10^{-6}$  м<sup>2</sup>/Вт.

Единица подынтегральной величины:

$$1 \text{ мм}^2 = 2 \cdot 10^8 \text{ Дж} \cdot 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{В} \cdot = 200 \text{ м}^2 \cdot \text{с}.$$

Если по данным расчетов, приведенным в табл. 5.5, построить график (рис. 5.2), то, определяя на нем величину заштрихованной площади (например, по правилу трапеций), найдем:

$$\int_{Q=0}^{Q=4,27 \cdot 10^{10}} \frac{dQ}{K(T-t)} = F\tau_2 = \frac{2751}{1} 200 = 550\,000 \text{ м}^2 \cdot \text{с},$$

откуда

$$\tau_{\text{II}} = 550\,000/40 = 13\,750 \text{ с} = 3,82 \text{ ч}.$$

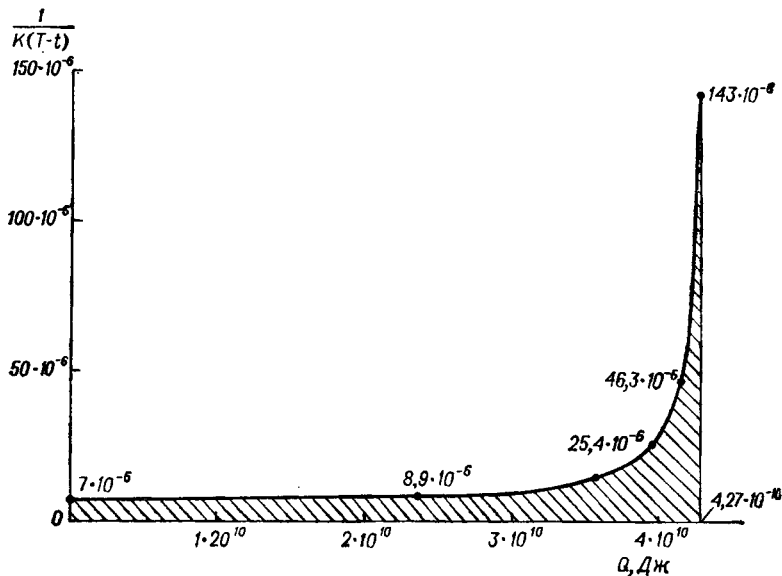


Рис. 5.2 (к примеру 5.6).

### 3. Общая продолжительность процесса

$$\tau = \tau_I + \tau_{II} = 0,67 + 3,82 \approx 4,5 \text{ ч.}$$

**Пример 5.7.** Сравнить теоретический расход энергии для двух случаев: а) при откачке вторичного пара вакуум-насосом из выпарного аппарата, работающего под вакуумом  $0,7 \text{ кгс/см}^2$ ; при конденсации вторичного пара в конденсаторе и откачке насосом конденсата. Производительность выпарного аппарата  $1000 \text{ кг/ч}$  испаренной воды.

Решение. а) Примем, что сжатие вторичного пара в вакуум-насосе адиабатическое. В этом случае расходимая работа определится по уравнению (2.13). Энтальпии находим по диаграмме  $I-S$  для водяного пара (рис. 5.3 и XXV):

$$L = i_2 - i_1 = 2840 \cdot 10^3 - 2620 \cdot 10^3 = 220 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Требуемая теоретическая мощность (без учета к. п. д. вакуум-насоса):

$$N_T = 220 \cdot 10^3 \cdot 1000 / 3600 = 62,7 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 62,7 \text{ кВт.}$$

б) При откачке насосом жидкости (конденсата) необхо-

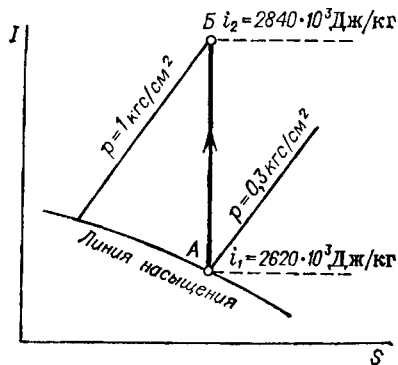


Рис. 5.3 (к примеру 5.7).

димую теоретическую мощность насоса (без учета его к. п. д.) определим по уравнению:

$$N_T = \frac{V \Delta p}{1000} = \frac{1000 \cdot 68,7 \cdot 10^3}{3600 \cdot 1000 \cdot 10^3} = 0,019 \text{ кВт,}$$

где  $V = \frac{1000}{3600 \cdot 1000} = \frac{1}{3600} \text{ м}^3/\text{с}$ ;  $\Delta p = 0,7 \text{ кгс/см}^2 = 68,7 \cdot 10^3 \text{ Па}$ .

Из данного примера видно, что откачивать вторичный пар вакуум-насосом нецелесообразно, так как это требует большого расхода энергии (в  $62,7/0,019 = 3300$  раз больше, чем при откачке конденсата). Поэтому вторичный пар никогда не откачивают, а всегда конденсируют.

**Пример 5.8.** Определить, пользуясь правилом Бабо, температурную депрессию  $\Delta t_{\text{депр}}$  для 25% водного раствора хлористого кальция при абсолютном давлении над раствором  $p_1 = 0,36 \text{ кгс/см}^2$ .

**Решение.** 1. Определение температуры кипения раствора при наличии абсолютного давления над раствором  $p_1 = 0,36 \text{ кгс/см}^2$ .

По табл. XXVI находим, что 25% водный раствор хлористого кальция под атмосферным давлением ( $1,033 \text{ кгс/см}^2$ ) кипит при температуре  $107,5^\circ\text{C}$ . При этой температуре давление насыщенного пара воды (табл. LVI)  $p'_в = 1,345 \text{ кгс/см}^2$ .

Отношение давлений пара над раствором  $p'_1$  и воды  $p'_в$  при одной и той же температуре  $107,5^\circ\text{C}$ :

$$(p'_1/p'_в)_{107,5} = 1,033/1,345 = 0,77.$$

Согласно правилу Бабо [уравнение (5.20)], это отношение сохраняет постоянное значение при всех температурах кипения раствора.

Для искомой температуры кипения раствора при  $p_1 = 0,36 \text{ кгс/см}^2$ :

$$(p_1/p_в)_t = 0,36/p_в = 0,77,$$

откуда

$$p_в = 0,36/0,77 = 0,467 \text{ кгс/см}^2 = 343 \text{ мм рт. ст.},$$

чему соответствует по табл. XXXVIII температура кипения воды  $79,2^\circ\text{C}$ . Эту же температуру кипения будет иметь и раствор хлористого кальция (25%) при давлении над раствором  $0,36 \text{ кгс/см}^2$ .

2. Определение  $\Delta t_{\text{депр}}$ .

Температура кипения воды при давлении  $0,36 \text{ кгс/см}^2 = 264,6 \text{ мм рт. ст.}$  (табл. XXXVIII) равна  $72,9^\circ\text{C}$ .

Температурная депрессия раствора [формула (5.17)]:

$$\Delta t_{\text{депр}} = t_p - t_в = 79,2 - 72,9 = 6,3^\circ\text{C} = 6,3 \text{ К.}$$

Учтем поправку Стабникова. По табл. 5.1 при  $(p_p/p_в) = 0,77$  и  $p_p = 0,36 \text{ кгс/см}^2 = 264,6 \text{ мм рт. ст.}$  поправка  $\Delta t = -0,9 \text{ К}$ . Поправка со знаком минус, потому что теплота растворения хлористого кальция отрицательная (Справочник химика. Т. III, 1965, с. 613). Таким образом,

$$\Delta t_{\text{депр}} = 6,3 - 0,9 = 5,4 \text{ К.}$$



**Пример 5.9.** Вычислить гидростатическую депрессию  $\Delta t_{г.эф}$  при выпаривании 25% водного раствора хлористого кальция под вакуумом в выпарном аппарате с оптимальным уровнем раствора в трубах. Рабочая высота труб  $H_{тр} = 4$  м, абсолютное давление над поверхностью раствора  $p_1 = 0,36$  кгс/см<sup>2</sup> (см. рис. 5.1).

**Решение.** При  $p_1 = 0,36$  кгс/см<sup>2</sup> температура воды  $t_1 = 72,7$  °С (табл. LVII).

Оптимальная высота уровня по водомерному стеклу определяется по формуле (5.23):

$$H_{опт} = [0,26 + 0,0014 (\rho_p - \rho_v)] H_{тр}$$

Так как плотности  $\rho_p$  и  $\rho_v$  надо брать при температуре кипения раствора, пока неизвестной, приходится ею задаваться. Примем  $t_{кип} = 85$  °С. Тогда

$$H_{опт} = [0,26 + 0,0014 (1197 - 969)] 4 = 2,3 \text{ м.}$$

Здесь  $\rho_p = 1197$  кг/м<sup>3</sup> — по табл. IV;  $\rho_v = 969$  кг/м<sup>3</sup> — по табл. XXXIX.

Гидростатическое давление  $p_{ср}$  в середине высоты труб при  $H_{опт}$ :

$$p_{ср} = p_1 + 0,5 \rho_p g H_{опт} = 0,36 + \frac{0,5 \cdot 1197 \cdot 9,81 \cdot 2,3}{9,81 \cdot 10^4} = 0,5 \text{ кгс/см}^2.$$

Температура кипения воды при 0,5 кгс/см<sup>2</sup> (табл. LVII)  $t_{ср} = 80,9$  °С.

Гидростатическая депрессия [формула (5.25)]:

$$\Delta t_{г.эф} = t_{ср} - t_1 = 80,9 - 72,7 = 8,2^\circ \text{С} = 8,2 \text{ К.}$$

**Пример 5.10.** Вторичный пар из выпарного аппарата поступает в барометрический конденсатор по паропроводу диаметром 150 мм. Скорость пара в паропроводе 50 м/с. Давление в конденсаторе (абс.)  $p_0 = 0,3$  кгс/см<sup>2</sup>. Длина паропровода 14 м. Коэффициент трения  $\lambda = 0,03$ . На паропроводе имеются три поворота на 90 °С ( $\zeta = 0,2$ ). Определить гидравлическую депрессию  $\Delta t_{г.с}$ .

**Решение.** По уравнению (5.15):

$$\Delta t_{г.с} = t_1 - t_0.$$

При  $p_0 = 0,3$  кгс/см<sup>2</sup>  $t_0 = 68,7$  °С (табл. LVII). Для определения температуры  $t_1$  необходимо найти давление на поверхности выпариваемого раствора  $p_1$ , равное  $p_0 + \Delta p_{г.с}$  (см. рис. 5.1), где

$$\Delta p_{г.с} = \frac{w^2 \rho_{п}}{2} \left( 1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma \zeta \right).$$

Сумма коэффициентов местных сопротивлений:

Вход в трубу . . . . .	0,5 (табл. XIII)
Выход из трубы . . . . .	1,0
Повороты . . . . .	$3 \cdot 0,2 = 0,6$
	$\Sigma \zeta = 2,1$

Дополнительное сопротивление сепаратора не учитываем. Следовательно,

$$\Delta p_{г.с} = \frac{50^2 \cdot 0,188}{2} \left( 1 + \frac{0,03 \cdot 14}{0,15} + 2,1 \right) = 1390 \text{ Па,}$$

где  $\rho_{п} = 0,188 \text{ кг/м}^3$  — плотность пара, считая его насыщенным (табл. LVII).  
Тогда

$$p_1 = p_0 + \Delta p_{г.с} = 0,3 + \frac{1390}{9,81 \cdot 10^4} = 0,314 \text{ кгс/см}^2.$$

По табл. LVII при  $p_1 = 0,314 \text{ кгс/см}^2$   $t_1 = 69,6 \text{ }^\circ\text{C}$ .  
Гидравлическая депрессия:

$$\Delta t_{г.с} = t_1 - t_0 = 69,6 - 68,7 = 0,9 \text{ }^\circ\text{C} = 0,9 \text{ К.}$$

**Пример 5.11.** Определить необходимую поверхность нагрева вакуум-выпарного аппарата (рис. 5.1) и расход греющего насыщенного водяного пара для выпаривания раствора хлористого кальция от 15 до 25%. Производительность по исходному (разбавленному) раствору 20 000 кг/ч. Абсолютное давление греющего пара 1,4 кгс/см<sup>2</sup>, влажность его 5%. Абсолютное давление в барометрическом конденсаторе  $p_0 = 0,345 \text{ кгс/см}^2$ . Слабый раствор поступает в аппарат при  $t_{вхч} = 75 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Коэффициент теплопередачи принять равным 1000 Вт/(м<sup>2</sup>·К), а тепловые потери — в размере 5% от полезно затрачиваемой теплоты.

**Решение.** 1. Температурный режим.

Температура вторичного пара в сепараторе выпарного аппарата [формула (5.13)]:

$$t_1 = t_0 + \Delta t_{г.с} = 71,7 + 1 = 72,7 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (при } p_1 = 0,36 \text{ кгс/см}^2\text{)}.$$

Здесь  $t_0 = 71,7 \text{ }^\circ\text{C}$  — температура насыщенного водяного пара при  $p_0 = 0,345 \text{ кгс/см}^2$  (табл. LVII);  $\Delta t_{г.с}$  — гидравлическая депрессия. Принимаем  $\Delta t_{г.с} = 1 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Конечная температура раствора (температура кипения раствора в сепараторе) [формула (5.16)]:

$$t_{кон} = t_1 + \Delta t_{депр} = 72,7 + 5,4 = 78,1 \text{ }^\circ\text{C,}$$

где  $\Delta t_{депр}$  — температурная депрессия. В примере 5.8 определено  $\Delta t_{депр} = 5,4 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Средняя температура кипения раствора в трубах [формула (5.21)]:

$$t_{ср} = t_{кон} + \Delta t_{г.эф} = 78,1 + 8,2 = 86,3 \text{ }^\circ\text{C,}$$

где  $\Delta t_{г.эф}$  — гидростатическая депрессия (гидростатический эффект). В примере 5.9 определено  $\Delta t_{г.эф} = 8,2 \text{ }^\circ\text{C}$ .

2. Количество выпариваемой воды [формула (5.3)]:

$$W = G_{вхч} \left( 1 - \frac{x_{вхч}}{x_{кон}} \right) = \frac{20\,000}{3600} \left( 1 - \frac{15}{25} \right) = 2,22 \text{ кг/с.}$$

3. Количество теплоты, передаваемой от греющего пара к кипящему раствору [формула (5.5)]:

$$Q_{г. п} = G_{нач} c_{нач} (t_{кон} - t_{нач}) + W (t_{вт. п} - c_{вт. кон}) + Q_{пот}$$

Здесь  $c_{нач}$  — теплоемкость разбавленного раствора [формула (5.10)]:

$$c_{нач} = 4190 (1 - x_{нач}) = 4190 (1 - 0,15) = 3560 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)};$$

$i_{вт. п} = 2496 \text{ кДж/кг}$  — удельная энтальпия пара при температуре  $t_i = 72,7^\circ \text{C}$ .

Следовательно, с учетом тепловых потерь в 5%:

$$Q_{г. п} = 1,05 \left[ \frac{20\,000}{3600} 3560 (78,1 - 75) + 2,22 (2496 \cdot 10^3 - 4190 \cdot 78,1) \right] = \\ = 5120 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

4. Расход греющего пара [формула (5.7)]:

$$G_{г. п} = \frac{Q_{г. п}}{r_{г. п} x} = \frac{5120 \cdot 10^3}{2237 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 2,4 \text{ кг/с,}$$

где  $r_{г. п} = 2237 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$  — удельная теплота парообразования греющего пара при  $p_{абс} = 1,4 \text{ кгс/см}^2$  (табл. LVII).

Удельный расход греющего пара [формула (5.8)]:

$$d = \frac{G_{г. п}}{W} = \frac{2,4}{2,22} = 1,08 \frac{\text{кг греющего пара}}{\text{кг испаренной воды}}.$$

5. Общая [формула (5.28)] и полезная [формула (5.29)] разность температур:

$$\Delta t_{общ} = t_{г. п} - t_0 = 108,7 - 71,7 = 37^\circ \text{C} = 37 \text{ K};$$

$$\Delta t_{пол} = t_{г. п} - t_{кон} = 108,7 - 86,3 = 22,4^\circ \text{C} = 22,4 \text{ K,}$$

где  $t_{г. п} = 108,7^\circ \text{C}$  при давлении насыщения  $p_{абс} = 1,4 \text{ кгс/см}^2$  (табл. LVII).

Проверка:

$$\sum \Delta t_{пот} = \Delta t_{г. в} + \Delta t_{целр} + \Delta t_{г. эф} = 1 + 5,4 + 8,2 = 14,6^\circ \text{C};$$

$$\Delta t_{пол} = \Delta t_{общ} - \sum \Delta t_{пот} = 37 - 14,6 = 22,4^\circ \text{C} = 22,4 \text{ K.}$$

6. Площадь поверхности нагрева выпарного аппарата [формула (5.30)]:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{пол}} = \frac{5120 \cdot 10^3}{1000 \cdot 22,4} = 228,5 \text{ м}^2.$$

**Пример 5.12.** Сколько кристаллов выделится в кристаллизаторе при охлаждении 10 т насыщенного водного раствора поташа от  $80$  до  $35^\circ \text{C}$  без испарения воды? Поташ кристаллизуется с двумя молекулами воды.

Р е ш е н и е. Применим формулу (5.34). По кривой растворимости поташа (рис. XX) находим концентрацию его насыщенных водных растворов:

$$\begin{array}{l} \text{При } 80^\circ\text{C} \dots\dots\dots 10 \frac{\text{моль } \text{K}_2\text{CO}_3}{1000 \text{ г воды}} \\ \text{» } 35^\circ\text{C} \dots\dots\dots 8,15 \end{array}$$

Мольная масса  $\text{K}_2\text{CO}_3$  равняется 138 кг/кмоль. Следовательно,

$$x_{80} = \frac{10 \cdot 138}{1000 + 10 \cdot 138} = 0,58 \text{ кг/кг}; \quad x_{35} = \frac{8,15 \cdot 138}{1000 + 8,15 \cdot 138} = 0,53 \text{ кг/кг};$$

$$M/M_{\text{кр}} = 138/174 = 0,793,$$

где 174 — мольная масса  $\text{K}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ , кг/моль.

Подставляя эти значения в формулу (5.34), находим:

$$G_{\text{кр}} = \frac{10\,000 (0,58 - 0,53)}{0,793 - 0,53} = 1900 \text{ кг.}$$

**Пример 5.13.** Определить количество теплоты, которое необходимо отводить в кристаллизаторе непрерывного действия для охлаждения от 90 до 40 °С 5000 кг/ч водного раствора  $\text{NaNO}_3$ , содержащего при 90 °С 16 моль  $\text{NaNO}_3$  на 1000 г воды. Учесть, что в кристаллизаторе при охлаждении раствора одновременно испаряется вода в количестве 3% от исходного количества раствора.

Р е ш е н и е. По кривой растворимости  $\text{NaNO}_3$  (рис. XX) находим, что концентрация насыщенного раствора  $\text{NaNO}_3$  при 40 °С составляет 12,3 моль на 1000 г воды.

При охлаждении раствора до 40 °С будет выделяться  $G_{\text{кр}}$  (в кг/с) кристаллов [формула (5.33)]:

$$G_{\text{кр}} = \frac{G_1 (x_2 - x_1) - W x_2}{x_2 - x_{\text{кр}}}$$

Пересчитываем концентрации в массовые доли:

$$x_1 = \frac{16 \cdot 85}{1000 + 16 \cdot 85} = 0,576 \text{ кг/кг}; \quad x_2 = \frac{12,3 \cdot 85}{1000 + 12,3 \cdot 85} = 0,511 \text{ кг/кг.}$$

Здесь 85 — мольная масса  $\text{NaNO}_3$ , кг/кмоль.

Величина  $x_{\text{кр}} = 1$ , так как  $\text{NaNO}_3$  кристаллизуется в безводной форме. Имеем:

$$G_{\text{кр}} = \frac{5000 (0,511 - 0,576) - 0,03 \cdot 5000 \cdot 0,511}{3600 (0,511 - 1)} = 0,229 \text{ кг/с.}$$

Количество теплоты, которое надо отводить, подсчитаем по формуле:

$$Q = G_{1c} (t_1 - t_2) + G_{\text{кр}} q - W r,$$

где  $W$  — расход испаряющейся воды, кг/с;  $r$  — удельная теплота парообразования воды, Дж/кг.

Удельную теплоту кристаллизации  $\text{NaNO}_3$   $q$  примем равной  $21\,000 \cdot 10^3$  Дж/кмоль (табл. XXXVII).

Удельную теплоемкость раствора  $c$  определяем по уравнению (5.11), для чего предварительно находим удельную теплоемкость твердой соли  $c_1$  по уравнению (5.12):

$$c_1 = (26,0 + 26,0 + 3 \cdot 16,8) / 85 = 1,2 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Тогда при  $x = 57,6\%$ :

$$c = 4190 \cdot 0,424 + 1200 \cdot 0,576 = 2470 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Количество отводимой теплоты:

$$Q = \frac{5000}{3600} 2,47 \cdot 10^3 (90 - 40) + 0,229 \frac{21\,000 \cdot 10^3}{85} - \frac{0,03 \cdot 5000 \cdot 2345 \cdot 10^3}{3600} =$$

$$= 130\,000 \text{ Вт},$$

где  $2345 \cdot 10^3 \text{ Дж}/\text{кг}$  — удельная теплота парообразования воды при средней температуре, равной  $\frac{90 + 40}{2} = 65^\circ\text{C}$  (табл. LVI).

**Пример 5.14.** В условиях предыдущего примера определить требуемую площадь поверхности охлаждения и расход воды в кристаллизаторе. Коэффициент теплопередачи принять равным  $100 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ . Вода поступает в охлаждающую рубашку при  $15^\circ\text{C}$  и выходит при  $20^\circ\text{C}$ . Охлаждение противоточное.

**Решение.** Площадь поверхности охлаждения определяем по формуле:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{ср}}}.$$

В условиях задачи температурная схема:

$$90 \rightarrow 40$$

$$20 \leftarrow 15,$$

откуда

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(90 - 20) - (40 - 15)}{2,3 \lg \frac{90 - 20}{40 - 15}} = 36,2^\circ\text{C} = 36,2 \text{ К}.$$

Следовательно,

$$F = \frac{130\,000}{100 \cdot 36,2} = 36 \text{ м}^2.$$

Расход воды:

$$G_{\text{в}} = \frac{130\,000}{4,19 \cdot 10^3 (20 - 15)} = 6,33 \text{ кг}/\text{с} = 22\,400 \text{ кг}/\text{ч}.$$

## КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

5.1. Рассчитать удельный расход сухого насыщенного водяного пара при выпаривании воды под атмосферным давлением и под вакуумом (разрежением)  $0,8 \text{ кг}/\text{см}^2$ . Абсолютное давление

греющего водяного пара в обоих случаях  $p_{абс} = 2$  кгс/см<sup>2</sup>. Вода поступает на выпарку: а) при температуре 15 °С; б) подогретой до температуры кипения.

5.2. Производительность выпарного аппарата по исходному раствору 2650 кг/ч. Концентрация исходного раствора 50 г/л воды. Концентрация выпаренного раствора 295 г на 1 л раствора. Плотность выпаренного раствора 1189 кг/м<sup>3</sup>. Найти производительность аппарата по выпаренному раствору.

5.3. Как изменится производительность выпарного аппарата, если на стенках греющих труб отложится слой накипи толщиной 0,5 мм? Коэффициент теплопередачи  $K$  для чистых труб равен 1390 Вт/(м<sup>2</sup>·К). Коэффициент теплопроводности накипи  $\lambda = 1,16$  Вт/(м·К).

5.4. Производительность выпарного аппарата, обогреваемого насыщенным водяным паром с избыточным давлением  $p_{изб} = 1,5$  кгс/см<sup>2</sup>, необходимо повысить с 1200 до 1900 кг/ч (по разбавленному раствору). Выпаривание производится под атмосферным давлением, температура кипения раствора в аппарате 105 °С, раствор подается на выпарку подогретым до температуры кипения. Определить, какого давления греющий пар надо подавать в аппарат. Тепловые потери не учитывать, коэффициент теплопередачи считать неизменным, так же как и конечную концентрацию раствора.

5.5. Сколько надо выпарить воды из 1500 кг раствора хлористого калия, чтобы изменить его концентрацию от 8 до 30% (масс.)?

5.6. Какое количество воды надо выпарить из 1 м<sup>3</sup> серной кислоты с плотностью 1560 кг/м<sup>3</sup> [65,2% (масс.)], чтобы получить кислоту с плотностью 1840 кг/м<sup>3</sup> [98,7% (масс.)]. Какой объем займет полученная концентрированная кислота?

5.7. В выпарной аппарат поступает 1,4 т/ч 9% раствора, который упаривается под атмосферным давлением до конечной концентрации 32% (масс.). Разбавленный раствор поступает на выпарку с температурой 18 °С. Упаренный раствор выводится из аппарата при 105 °С. Удельная теплоемкость разбавленного раствора 3800 Дж/(кг·К). Расход греющего насыщенного водяного пара с избыточным давлением  $p_{изб} = 2$  кгс/см<sup>2</sup> составляет 1450 кг/ч. Влажность греющего пара 4,5%. Определить потерю теплоты в окружающую среду.

5.8. Определить удельную теплоемкость холодильной смеси, состоящей из 2 л воды, 8 кг льда и 5 кг поваренной соли.

5.9. Раствор состоит из 0,7 м<sup>3</sup> серной кислоты (100%), 400 кг медного купороса (CuSO<sub>4</sub>·5H<sub>2</sub>O) и 1,4 м<sup>3</sup> воды. Определить: а) удельную теплоемкость раствора; б) количество сухого насыщенного водяного пара с абсолютным давлением  $p_{абс} = 2$  кгс/см<sup>2</sup>, необходимое для нагревания раствора от 12 до 58 °С. Потери теплоты аппаратом за время нагревания раствора составляют 25 100 кДж. Удельную теплоемкость серной кислоты и медного купороса определить по формуле (5.12).

Рис. 5.4 (к контрольной задаче 5.13):

1 — выпарной аппарат; 2 — теплообменник.

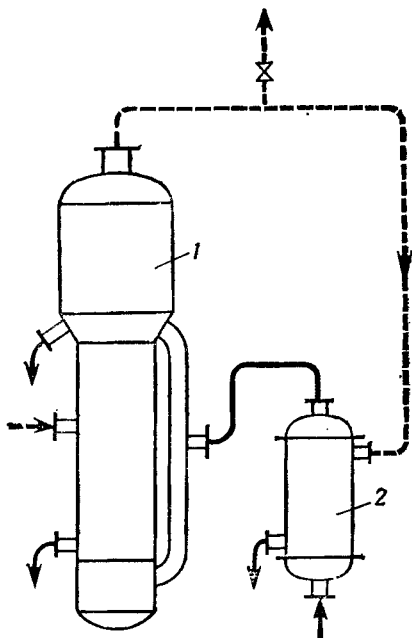
5.10. В выпарном аппарате подвергается упариванию под атмосферным давлением 2,69 т/ч 7% водного раствора. Начальная температура раствора 95 °С, конечная 103 °С. Средняя температура кипения в аппарате 105 °С. Избыточное давление греющего насыщенного водяного пара  $p_{изб} = 2$  кгс/см<sup>2</sup>. Площадь поверхности теплообмена в аппарате 52 м<sup>2</sup>, коэффициент теплопередачи 1060 Вт/(м<sup>2</sup>·К). Тепловые потери аппарата в окружающую среду составляют 110 000 Вт.

Определить: а) конечную концентрацию раствора; б) расход греющего пара при влажности его 5%.

5.11. В выпарном аппарате с площадью поверхности теплообмена 30 м<sup>2</sup>, работающем под атмосферным давлением, непрерывно концентрируется раствор хлористого калия от 9,5 до 26,6 % (масс.). Начальная температура раствора 18 °С, избыточное давление греющего насыщенного водяного пара  $p_{изб} = 2$  кгс/см<sup>2</sup>. Производительность аппарата вначале была 900 кг/ч (разбавленного раствора), но через некоторое время снизилась до 500 кг/ч из-за образования накипи. Пренебрегая тепловыми потерями аппарата в окружающую среду, определить толщину образовавшегося слоя накипи, приняв для накипи  $\lambda = 1,4$  Вт/(м·К). Гидростатическим эффектом пренебречь.

5.12. В условиях примера 5.7 определить расход энергии при откачке вторичного пара вакуум-насосом и при откачке конденсата насосом, если вакуум в аппарате равен 0,95 кгс/см<sup>2</sup>.

5.13. В непрерывнодействующий однокорпусной выпарной аппарат подается 12,5% раствор серноокислого аммония, который упаривается под атмосферным давлением до 30,6% (масс.). Концентрированный раствор выходит из аппарата в количестве 800 кг/ч. Разбавленный раствор, поступающий на выпарку, подогревается в теплообменнике вторичным паром от 24 до 80 °С. Остальное количество вторичного пара идет на обогрев других производственных аппаратов (рис. 5.4). Тепловые потери выпарного аппарата составляют 6% от полезно используемого количества теплоты, т. е. от суммы  $Q_{нагр} + Q_{исп}$ . Принять  $\Delta t_{г.с} = 1$  К.



Определить: а) расход греющего насыщенного водяного пара (с избыточным давлением  $p_{изб} = 2 \text{ кгс/см}^2$ ), принимая его влажность 5%; б) количество вторичного пара, отбираемого на обогрев производственных аппаратов; в) требуемую площадь поверхности теплообмена (подогревателя), принимая величину коэффициента теплопередачи в нем  $K = 700 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ .

5.14. Дифенил ( $\text{C}_6\text{H}_5$ )<sub>2</sub> кипит под атмосферным давлением при 255 °С. Вычислить удельную теплоту испарения, а также удельную теплоемкость жидкого дифенила.

5.15. 48% водный раствор едкого натра кипит под давлением 760 мм рт. ст. при 140 °С, а под абсолютным давлением  $p_{абс} = 0,2 \text{ кгс/см}^2$  — при 99 °С. Определить удельную теплоту испарения воды из этого раствора при давлении 0,8 кгс/см<sup>2</sup>, а также удельную теплоемкость раствора.

5.16. Определить температуру кипения бромбензола под абсолютным давлением  $p_{абс} = 0,1 \text{ кгс/см}^2$  по диаграмме линейности и по номограмме XIV. Определить также удельную теплоту испарения бромбензола при этом давлении.

5.17. Определить давление насыщенного пара бензальдегда при 120 °С, пользуясь диаграммой линейности.

5.18. Воспользовавшись правилом Бабо и табл XXXVI, определить температуру кипения 42,5% водного раствора азотнокислого аммония при абсолютном давлении  $p_{абс} = 0,4 \text{ кгс/см}^2$ .

5.19. В вакуум-выпарной аппарат (рис. 5.1) поступает 10 т/ч 8% водного раствора азотнокислого аммония при температуре 74 °С. Концентрация упаренного раствора 42,5%. Абсолютное давление в среднем слое кипящего раствора  $p_{ср} = 0,4 \text{ кгс/см}^2$ . Избыточное давление греющего насыщенного водяного пара  $p_{изб} = 1 \text{ кгс/см}^2$ . Принять  $\Delta t_{г.эф} = 6,1 \text{ К}$ . Коэффициент теплопередачи 950 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Потери теплоты составляют 3% от суммы ( $Q_{нагр} + Q_{исп}$ ). Определить площадь поверхности нагрева выпарного аппарата.

5.20. По данным предыдущей задачи определить абсолютное давление в барометрическом конденсаторе, если гидравлическая депрессия  $\Delta t_{г.с} = 1 \text{ К}$ , а гидростатическая депрессия  $\Delta t_{г.эф} = 6,1 \text{ К}$ .

5.21. 2200 кг/ч разбавленного водного раствора упариваются от 7 до 24% (масс.) под атмосферным давлением. Разбавленный раствор подается в выпарной аппарат при 19 °С. Температурная депрессия 3,5 К, гидростатическая 3,0 К, гидравлическая 1,0 К. Избыточное давление греющего насыщенного водяного пара  $p_{изб} = 2 \text{ кгс/см}^2$ . Коэффициент теплопередачи 1100 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Определить требуемую поверхность теплообмена в аппарате и расход греющего пара, принимая потери теплоты в окружающую среду в размере 5% от суммы ( $Q_{нагр} + Q_{исп}$ ) и влажность греющего пара 5%.

5.22. Как изменится производительность выпарного аппарата, работающего под атмосферным давлением, при обогреве насыщен-



ным водяным паром с избыточным давлением  $p_{изб} = 1,2 \text{ кгс/см}^2$ , если в аппарате создать вакуум  $0,7 \text{ кгс/см}^2$ , а обогрев перевести на пар с избыточным давлением  $0,6 \text{ кгс/см}^2$ ? Гидростатический эффект для среднего слоя  $\Delta p_{г.эф} = 9,81 \cdot 10^3 \text{ Па}$ ; в обоих случаях считать температурную депрессию  $4 \text{ К}$ ; раствор поступает на выпарку подогретым до температуры кипения в аппарате. Коэффициент теплопередачи считать неизменным. Тепловыми потерями пренебречь.

5.23. В выпарном аппарате концентрируется водный раствор от 14 до 30% (масс.). Греющий насыщенный водяной пар имеет давление (абсолютное)  $0,9 \text{ кгс/см}^2$ . Полезная разность температур  $11,2 \text{ К}$ . Гидростатическая депрессия  $\Delta t_{г.эф} = 3 \text{ К}$ . Определить часовой расход разбавленного раствора, поступающего в аппарат, если площадь поверхности теплообмена в нем  $40 \text{ м}^2$ , а коэффициент теплоотдачи составляет  $700 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ . Разбавленный раствор поступает в аппарат подогретым до температуры кипения. Среднее давление в аппарате (абсолютное)  $0,4 \text{ кгс/см}^2$ . Тепловыми потерями пренебречь.

5.24. Определить расход греющего насыщенного водяного пара (абсолютное давление  $2 \text{ кгс/см}^2$ ) и площадь поверхности нагрева выпарного аппарата, в котором производится упаривание  $1,6 \text{ т/ч}$  раствора от 10 до 40% (масс.). Среднее давление в аппарате (абсолютное)  $1 \text{ кгс/см}^2$ . Разбавленный раствор поступает на выпарку при  $30 \text{ }^\circ\text{C}$ . Полезная разность температур  $12 \text{ К}$ . Гидростатическая депрессия  $\Delta t_{г.эф} = 4 \text{ К}$ . Коэффициент теплопередачи  $900 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ . Тепловые потери принять равными 5% от полезно используемого количества теплоты  $Q_{нагр} + Q_{исп}$ .

5.25. Раствор поташа упаривается от 8 до 36% (масс.) под вакуумом  $0,2 \text{ кгс/см}^2$ . Начальное количество раствора  $1500 \text{ кг/ч}$ . Определить количество воды, подаваемой: а) в барометрический конденсатор; б) на поверхностный конденсатор, принимающая температуру отходящего конденсата на  $5 \text{ }^\circ\text{C}$  ниже температуры конденсации. Вода в обоих случаях нагревается от  $15$  до  $35 \text{ }^\circ\text{C}$ .

5.26. В выпарном аппарате производится концентрирование водного раствора от 12 до 38% (масс.) под вакуумом (в конденсаторе)  $600 \text{ мм рт. ст.}$  (см. рис. 5.1). Расход охлаждающей воды в барометрическом конденсаторе  $40 \text{ м}^3/\text{ч}$ , вода нагревается от  $14$  до  $30 \text{ }^\circ\text{C}$ . Определить часовую производительность выпарного аппарата по разбавленному и концентрированному раствору. Температурной депрессией пренебречь. Атмосферное давление  $747 \text{ мм рт. ст.}$

5.27. Вакуум в выпарном аппарате над раствором  $0,7 \text{ кгс/см}^2$ . Расход разбавленного водного раствора, поступающего на выпарку,  $2,4 \text{ т/ч}$ , его концентрация 12% (масс). Конечная концентрация 32% (масс.). В барометрический конденсатор подается  $38,6 \text{ м}^3/\text{ч}$  холодной воды с температурой  $12 \text{ }^\circ\text{C}$ . Определить температуру воды на выходе из барометрического конденсатора.

Гидравлическим сопротивлением паропровода и температурной депрессией пренебречь.

5.28. В трехкорпусной выпарной батарее, работающей по прямоточной схеме (см. рис. 5.7), подвергается упариванию 1300 кг/ч водного раствора с начальной концентрацией 9% (масс.) до конечной концентрации 43% (масс.). Вычислить концентрации раствора по корпусам, если известно, что в каждом следующем корпусе выпаривается воды на 10% больше, чем в предыдущем.

5.29. Какое предельное число корпусов может быть в многокорпусной выпарной установке, если избыточное давление греющего насыщенного водяного пара в первом корпусе  $p_{изб} = 2,3$  кгс/см<sup>2</sup>, остаточное давление в конденсаторе 147 мм рт. ст. Сумму температурных потерь во всех корпусах принять равной  $\sum \Delta t_{пот} = 41$  К. Допустимая полезная разность температур в каждом корпусе должна быть не меньше 8 К.

5.30. В двухкорпусной установке, работающей по прямоточной схеме, упаривается 1000 кг/ч водного раствора азотнокислого натрия. Начальная концентрация 10% (масс.), конечная после первого корпуса 15% (масс.), конечная после второго 30% (масс.). Конечная температура раствора после первого корпуса 103 °С, после второго 90 °С. Определить, сколько воды испарится во втором корпусе за счет самоиспарения и какой это составит процент от общего количества воды, испаряющейся во втором корпусе.

5.31. В двухкорпусную выпарную установку, работающую по прямоточной схеме, поступает 1000 кг/ч водного раствора хлористого магния. Начальная концентрация раствора 8% (масс.). Концентрация раствора после первого корпуса 12% (масс.). Абсолютное давление над раствором в первом корпусе 1 кгс/см<sup>2</sup>, во втором корпусе 0,3 кгс/см<sup>2</sup>. Конечная температура раствора после первого корпуса 104 °С, после второго 77 °С. Определить, до какой конечной концентрации упаривается раствор во втором корпусе, если обогрев второго корпуса осуществляется за счет вторичного пара первого корпуса (отбора экстра-пара нет). Тепловыми потерями пренебречь.

5.32. Во второй корпус двухкорпусной установки, работающей по прямоточной схеме без отбора экстра-пара, поступает из первого корпуса 500 кг/ч 16% водного раствора углекислого натрия с температурой 103 °С. Абсолютное давление над кипящим раствором в первом корпусе 1 кгс/см<sup>2</sup>, во втором корпусе 0,6 кгс/см<sup>2</sup>. Концентрированный раствор, выходящий из II корпуса с температурой 89 °С и концентрацией 28% (масс.), используется в противоточном теплообменнике для подогрева разбавленного раствора, поступающего на выпарку. Пренебрегая тепловыми потерями и депрессией, определить: а) концентрацию разбавленного раствора, подаваемого на выпарку; б) на сколько градусов будет подогрет разбавленный раствор в теплообменнике, если концентрированный раствор выходит из теплообменника с тем-

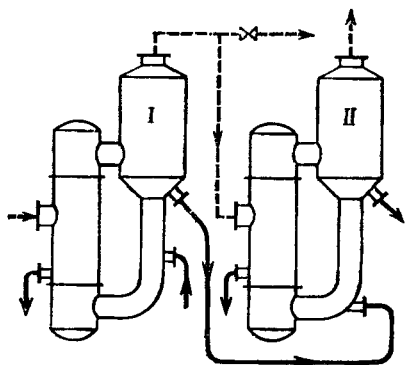


Рис. 5.5 (к контрольной задаче 5.33).

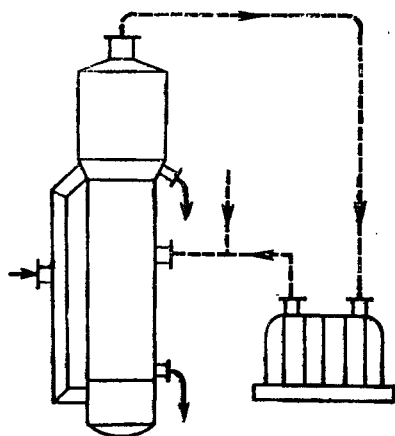


Рис. 5.6 (к контрольной задаче 5.34).

пературой  $32^{\circ}\text{C}$ . Удельная теплоемкость концентрированного раствора  $3,35 \cdot 10^3$  Дж/(кг·К).

5.33. В двухкорпусную выпарную установку, работающую по прямоточной схеме, поступает  $1000$  кг/ч водного раствора хлористого кальция. Начальная концентрация раствора  $8\%$  (масс.), конечная  $30\%$  (масс.). В первом корпусе абсолютное давление вторичного пара  $1$  кгс/см<sup>2</sup>, во втором  $0,3$  кгс/см<sup>2</sup>. Конечная температура раствора после первого корпуса  $104^{\circ}\text{C}$ , после второго  $78^{\circ}\text{C}$ . В первом корпусе образуется  $400$  кг/ч вторичного пара. Часть этого пара (рис. 5.5) отбирается на сторону (экстра-пар). Пренебрегая тепловыми потерями, определить, какое количество экстра-пара отбирается.

5.34. В однокорпусный выпарной аппарат (рис. 5.6), работающий с тепловым насосом (сжатие вторичного пара в турбокомпрессоре), поступает разбавленный водный раствор с концентрацией  $5\%$  (масс.). Из аппарата выходит  $550$  кг/ч раствора с концентрацией  $15\%$  (масс.). Температурная депрессия  $2,5$  К. Гидростатическим эффектом и гидравлическим сопротивлением пренебречь. Турбокомпрессор сжимает вторичный пар от  $1$  до  $2$  кгс/см<sup>2</sup>. Тепловые потери составляют  $5\%$  от  $(Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}})$ . Начальная температура разбавленного раствора  $70^{\circ}\text{C}$ . Определить: а) сколько приходится добавлять греющего насыщенного водяного пара (пар сухой насыщенный, избыточное давление  $p_{\text{изб}} = 2$  кгс/см<sup>2</sup>); б) какую мощность потребляет турбокомпрессор, если общий к. п. д. его равен  $0,72$ .

5.35. До какой температуры надо охладить горячий  $40\%$  водный раствор калиевой селитры, чтобы после охлаждения и выпадения кристаллов концентрация маточного раствора стала вдвое меньше исходной?

5.36. Сколько килограммов кристаллов выделится при охлаждении от  $30$  до  $15^{\circ}\text{C}$   $4,2$  т раствора соды, содержащего  $2,5$  моль

сода на 1000 г воды? Сода кристаллизуется с 10 молекулами воды.

5.37. Определить необходимую площадь поверхности охлаждения противоточного кристаллизатора, в котором охлаждается от 85 до 35 °С 10 000 кг/ч раствора, содержащего 7,0 моль сернокислого аммония на 1000 г воды. При охлаждении испаряется вода (5% от массы начального раствора). Коэффициент теплопередачи 127 Вт/(м<sup>2</sup>·К). Охлаждающая вода нагревается от 13 до 24 °С. Определить также ее расход.

### ПРИМЕР РАСЧЕТА ТРЕХКОРПУСНОЙ ВЫПАРНОЙ УСТАНОВКИ

Расчитать трехкорпусную прямоточную выпарную установку с естественной циркуляцией раствора (рис. 5.7) для концентрирования 5 т/ч 12 % водного раствора азотнокислого натрия. Конечная концентрация раствора 40 % (масс.). Раствор поступает на выпарку подогретым до температуры кипения в выпарном аппарате. Абсолютное давление греющего насыщенного водяного пара 4 кгс/см<sup>2</sup>. Высота греющих труб 4 м. Вакуум (разрежение) в барометрическом конденсаторе 0,8 кгс/см<sup>2</sup>.

Решение \*. 1. Количество воды, выпариваемой в трех корпусах установки:

$$W = \frac{5000}{3600} \left( 1 - \frac{12}{40} \right) = 3500 \text{ кг/ч} = 0,97 \text{ кг/с.}$$

2. Распределение нагрузки по корпусам.

Сделаем это распределение на основании практических данных, приняв следующее соотношение массовых количеств выпариваемой воды по корпусам: I : II : III = 1,0 : 1,1 : 1,2.

\* В литературе описано несколько методов расчета многокорпусных выпарных установок. Все они включают те или иные допущения, снижающие точность окончательного результата. Один из подобных упрощенных методов расчета использован в настоящем примере.

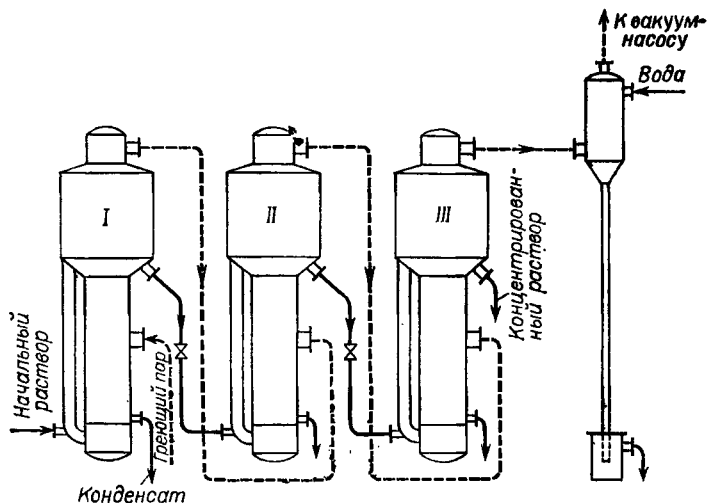


Рис. 5.7. Схема трехкорпусной выпарной установки.

Следовательно, количество выпариваемой воды:

$$\text{В I корпусе } W_I = \frac{3500 \cdot 1}{3600(1 + 1,1 + 1,2)} = 0,295 \text{ кг/с}$$

$$\text{Во II } \rightarrow W_{II} = \frac{3500 \cdot 1,1}{3600 \cdot 3,3} = 0,324 \text{ кг/с}$$

$$\text{В III } \rightarrow W_{III} = \frac{3500 \cdot 1,2}{3600 \cdot 3,3} = 0,351 \text{ кг/с}$$

---

$$\text{Итого } W = 0,97 \text{ кг/с}$$

3. Расчет концентраций раствора по корпусам.

Начальная концентрация раствора  $x_{\text{нач}} = 12\%$ . Из I корпуса во II переходит раствора:

$$G_I = G_{\text{нач}} - W_I = \frac{5000}{3600} - 0,295 = 1,39 - 0,295 = 1,09 \text{ кг/с.}$$

Концентрация раствора, конечная для I корпуса и начальная для II, будет равна:

$$x_I = \frac{G_{\text{нач}} x_{\text{нач}}}{G_{\text{нач}} - W_I} = \frac{1,39 \cdot 12}{1,39 - 0,295} = 15,2\%.$$

Из II корпуса в III переходит раствора

$$G_2 = G_{\text{нач}} - W_I - W_{II} = 1,39 - 0,295 - 0,324 = 0,77 \text{ кг/с}$$

с концентрацией

$$x_2 = 1,39 \cdot 12 / 0,77 = 21,6\%.$$

Из III корпуса выходит раствора

$$G_{\text{кон}} = G_{\text{нач}} - W = 1,39 - 0,97 = 0,42 \text{ кг/с}$$

с концентрацией

$$x_{\text{кон}} = 1,39 \cdot 12 / 0,42 = 40\%,$$

что соответствует заданию.

4. Распределение перепада давлений по корпусам.

Разность между давлением греющего пара (в I корпусе) и давлением пара в барометрическом конденсаторе:

$$\Delta p = 4,0 - 0,2 = 3,8 \text{ кгс/см}^2.$$

Предварительно распределим этот перепад давлений между корпусами поровну, т. е. на каждый корпус примем:

$$\Delta p = 3,8 / 3 = 1,27 \text{ кгс/см}^2.$$

Тогда абсолютные давления по корпусам будут:

$$\text{В III корпусе } p_3 = 0,2 \text{ кгс/см}^2 \text{ (задано)}$$

$$\text{Во II } \rightarrow p_2 = 0,2 + 1,27 = 1,47 \text{ кгс/см}^2$$

$$\text{В I } \rightarrow p_1 = 1,47 + 1,27 = 2,74 \text{ кгс/см}^2$$

Давление греющего пара:

$$p = 2,74 + 1,27 \approx 4 \text{ кгс/см}^2.$$

По паровым таблицам находим температуры насыщенных паров воды и удельные теплоты парообразования для принятых давлений в корпусах:

	Температура насыщенного пара, °С	Удельная теплота парообразования, кДж/кг
В I корпусе	129,4	2179
Во II »	110,1	2234
В III »	59,7	2357
Греющий пар (из котельной)	143	2441

Эти температуры и будут температурами конденсации вторичных паров по корпусам.

#### 5. Расчет температурных потерь по корпусам.

##### От депрессии

В справочных таблицах (например, табл. XXXVI) находим температуры кипения растворов при атмосферном давлении:

	Концентрация NaNO <sub>3</sub> , %	Температура кипения, °С	Депрессия, °С или К
В I корпусе	15,2	102	2,0
Во II »	21,6	103	3,0
В III »	40,0	107	7,0

Для упрощения расчета не уточняем температурную депрессию (в связи с отличием давления в корпусах от атмосферного).

Следовательно, по трем корпусам:

$$\Delta t_{\text{депр}} = 2 + 3 + 7 = 12^\circ \text{С} = 12 \text{ К.}$$

##### От гидростатического эффекта

По справочнику \* плотность раствора NaNO<sub>3</sub> при 20 °С:

Концентрация NaNO <sub>3</sub> , %	15,2	21,6	40,0
Плотность, кг/м <sup>3</sup>	1098	1156	1317

Эти значения плотностей примем (с небольшим запасом) и для температур кипения по корпусам.

Расчет ведем для случая кипения раствора в трубках при оптимальном уровне [формула (5.23)].

$$1 \text{ корпус. } H_{\text{опт}} = [0,26 + 0,0014 (\rho_p - \rho_v)] H =$$

$$= [0,26 + 0,0014 (1098 - 1000)] 4 = 1,589 \text{ м;}$$

$$\rho_{\text{ср}} = \rho_1 + 0,5 \rho_p g H_{\text{опт}} = 2,74 + \frac{0,5 \cdot 1098 \cdot 9,81 \cdot 1,589}{9,81 \cdot 10^4} = 2,827 \text{ кгс/см}^2.$$

При  $\rho_1 = 2,74 \text{ кгс/см}^2$   $t_{\text{кип}} = 129,4^\circ \text{С}$ ; при  $\rho_{\text{ср}} = 2,827 \text{ кгс/см}^2$   $t_{\text{кип}} = 130,6^\circ \text{С}$ ,

$$\Delta t_{\text{г. вф}} = 130,6 - 129,4 = 1,2^\circ \text{С} = 1,2 \text{ К.}$$

$$\text{II корпус. } H_{\text{опт}} = [0,26 + 0,0014 (1156 - 1000)] 4 = 1,91 \text{ м;}$$

$$\rho_{\text{ср}} = 1,47 + \frac{0,5 \cdot 1156 \cdot 9,81 \cdot 1,91}{9,81 \cdot 10^4} = 1,58 \text{ кгс/см}^2.$$

\* Справочник химика. 2-е изд., пер. и доп. Т. III. — М.—Л.: Химия, 1965, с. 544.

При  $\rho_1 = 1,47 \text{ кгс/см}^2$   $t_{\text{кип}} = 110,1 \text{ }^\circ\text{C}$ ; при  $\rho_{\text{ср}} = 1,58 \text{ кгс/см}^2$   $t_{\text{кип}} = 112,3 \text{ }^\circ\text{C}$ .

$$\Delta t_{\text{г. эф}} = 112,3 - 110,1 = 2,2 \text{ }^\circ\text{C} = 2,2 \text{ К.}$$

III корпус.  $H_{\text{онт}} = [0,26 + 0,0014 (1317 - 1000)] 4 = 2,81 \text{ м}$ ;

$$\rho_{\text{ср}} = 0,2 + \frac{0,5 \cdot 1317 \cdot 9,81 \cdot 2,81}{9,81 \cdot 10^4} = 0,385 \text{ кгс/см}^2.$$

При  $\rho_{\text{ср}} = 0,385 \text{ кгс/см}^2$   $t_{\text{кип}} = 74,39 \text{ }^\circ\text{C}$ ; при  $\rho_1 = 0,2 \text{ кгс/см}^2$   $t_{\text{кип}} = 59,7 \text{ }^\circ\text{C}$ .

$$\Delta t_{\text{г. эф}} = 74,39 - 59,7 = 14,69 \text{ }^\circ\text{C} = 14,69 \text{ К.}$$

Всего  $\Sigma \Delta t_{\text{г. эф}} = 1,2 + 2,2 + 14,69 = 18,09 \text{ }^\circ\text{C} = 18,09 \text{ К.}$

#### От гидравлических сопротивлений

Потерю разности температур на каждом интервале между корпусами принимаем в 1 К. Интервалов всего три (I—II, II—III, III — конденсатор), следовательно,

$$\Delta t_{\text{г. с}} = 1 \cdot 3 = 3 \text{ К.}$$

Сумма всех температурных потерь для установки в целом:

$$\Sigma \Delta t_{\text{пот}} = 12 + 18,09 + 3 = 33,09 \text{ К.}$$

6. Полезная разность температур.

Общая разность температур  $143 - 59,7 = 83,3 \text{ }^\circ\text{C} = 83,3 \text{ К}$ ; следовательно, полезная разность температур:

$$\Delta t_{\text{пол}} = 83,3 - 33,09 = 50,21 \text{ К.}$$

7. Определение температур кипения в корпусах:

$$\text{В III корпусе } t_3 = 59,7 + 1 + 7 + 14,69 = 82,4 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Во II « } t_2 = 110,1 + 1 + 3 + 2,2 = 116,3 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{В I « } t_1 = 129,4 + 1 + 2 + 1,2 = 133,6 \text{ }^\circ\text{C}$$

8. Расчет коэффициентов теплопередачи по корпусам.

По найденным температурам кипения и концентрациям растворов в корпусах подбираем в справочниках расчетные константы — физические характеристики растворов (плотность, теплопроводность, теплоемкость, вязкость). Далее задаемся диаметром труб и их длиной (в зависимости от типа выпарного аппарата).

По этим данным рассчитываем коэффициенты теплоотдачи для конденсирующегося пара и кипящего раствора и коэффициенты теплопередачи (примеры таких расчетов даны в гл. 4). При этом следует учесть слой накипи порядка 0,5 мм.

На основании таких предварительных расчетов примем:

$$\text{Для I корпуса } K_1 = 1700 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$\text{» II « } K_2 = 990 \text{ »}$$

$$\text{» III « } K_3 = 580 \text{ »}$$

Ориентировочное соотношение коэффициентов теплопередачи по корпусам при выпаривании водных растворов солей  $K_1 : K_2 : K_3 = 1 : 0,58 : 0,34$ .

9. Составление тепловых балансов по корпусам.

Для упрощения приближенного расчета составляем тепловые балансы без учета тепловых потерь и принимаем, что из каждого корпуса в последующий раствор поступает при средней температуре кипения.

По условию раствор подается на выпарку подогретым до температуры кипения в I корпусе,

Тогда расход теплоты в I корпусе:

$$Q_I = W_{I r_1} = 0,295 \cdot 2179 \cdot 10^3 = 643\,000 \text{ Вт.}$$

Раствор приходит во II корпус перегретым, следовательно,  $Q_{\text{нагр}}$  отрицательно (теплота самонспарения) и расход теплоты во II корпусе

$$Q_{II} = W_{II r_2} - G_1 c_1 (t_1 - t_2) = 0,324 \cdot 2234 \cdot 10^3 - \\ - 1,09 \cdot 4190 \cdot 0,848 (133,6 - 116,3) = 657\,000 \text{ Вт.}$$

Количество теплоты, которое даст вторичный пар I корпуса при конденсации, составляет  $W_{I r_1} = 643\,000$  Вт. Расхождение прихода и расхода теплоты в тепловом балансе II корпуса меньше 1 %.

Расход теплоты в III корпусе:

$$Q_{III} = W_{III r_3} - G_2 c_2 (t_2 - t_3) = \\ = 0,351 \cdot 2357 \cdot 10^3 - 0,77 \cdot 4190 \cdot 0,784 (116,3 - 82,7) = 743\,000 \text{ Вт.}$$

Вторичный пар II корпуса дает теплоты при конденсации (приход теплоты в III корпусе):

$$W_{II r_2} = 0,324 \cdot 2234 \cdot 10^3 = 724\,000 \text{ Вт.}$$

10. Расход греющего пара в I корпусе:

$$G_{r, \text{ I}} = \frac{643\,000}{2 \cdot 141 \cdot 10^3} = 0,3 \text{ кг/с.}$$

Удельный расход пара:

$$d = G_{r, \text{ II}} / W = 0,3 / 0,97 = 0,31 \text{ кг/кг.}$$

11. Распределение полезной разности температур по корпусам.

Распределение полезной разности температур по корпусам сделаем в двух вариантах: из условия равной площади поверхности и из условия [мнимальной] общей площади поверхности корпусов, т. е. пропорционально  $Q/K$  и пропорционально  $\sqrt{Q/K}$ .

Найдем факторы пропорциональности:

Отношение	$\frac{Q}{K}$	$\sqrt{\frac{Q}{K}} \cdot 10^3$
I корпус	$\frac{643\,000}{1700} = 378$	615
II „	$\frac{657\,000}{990} = 664$	815
III „	$\frac{743\,000}{580} = 1280$	1131

$$\sum \frac{Q}{K} = 2322 \quad \sum \sqrt{\frac{Q}{K}} \cdot 10^3 = 2561$$



Полезные разности температур по корпусам:

Вариант равной площади поверхности корпусов	Вариант минимальной общей площади поверхности корпусов
$\Delta t_1 = \frac{50,21 \cdot 378}{2322} = 8,174$	$\Delta t_1 = \frac{50,21 \cdot 615}{2561} = 12,057$
$\Delta t_2 = \frac{50,21 \cdot 664}{2322} = 14,358$	$\Delta t_2 = \frac{50,21 \cdot 815}{2561} = 15,978$
$\Delta t_3 = \frac{50,21 \cdot 1280}{2322} = 27,682$	$\Delta t_3 = \frac{50,21 \cdot 1131}{2561} = 22,174$
<hr/> $\Sigma \Delta t_{\text{пол}} = 50,21 \text{ К}$	<hr/> $\Sigma \Delta t_{\text{пол}} = 50,21 \text{ К}$

## 12. Определение площади поверхности нагрева:

Вариант равной площади поверхности корпусов	Вариант минимальной общей площади поверхности корпусов
$F_1 = \frac{643 \ 000}{1700 \cdot 8,174} = 46,27$	$F_1 = \frac{643 \ 000}{1700 \cdot 12,057} = 31,37$
$F_2 = \frac{657 \ 000}{990 \cdot 14,358} = 46,22$	$F_2 = \frac{657 \ 000}{990 \cdot 15,978} = 41,53$
$F_3 = \frac{743 \ 000}{580 \cdot 27,682} = 46,28$	$F_3 = \frac{743 \ 000}{580 \cdot 22,174} = 57,77$
<hr/> $\Sigma F = 138,8 \text{ м}^2$	<hr/> $\Sigma F = 130,7 \text{ м}^2$

Следовательно, при равных площадях поверхностей корпусов общая площадь поверхности нагрева больше лишь на 6%.

Принимаем поэтому вариант равной площади поверхности корпусов, обеспечивающей однотипность оборудования.

Проверим температуру вторичного пара и давление по корпусам:

Корпус	Температура кипения, °С $t_{\text{кип}} = t_p \text{ п} - \Delta t_{\text{пол}}$	Температура конденсации вторичного пара, °С $t_0 = t_{\text{кип}} - \Sigma \Delta t_{\text{пот}}$	Давление $P_{\text{раб}}$ , кгс/см <sup>2</sup>
I	143,0 — 10,1 = 132,9	132,9 — 3,59 = 129,3	2,7
II	129,3 — 17,6 = 111,7	111,7 — 4,96 = 106,7	1,31
III	106,7 — 33,4 = 73,3	73,3 — 13,32 = 60	0,2

После этого необходимо, исходя из найденных площадей поверхностей корпусов, произвести уточненный расчет установки, в котором учесть потери теплоты в окружающую среду и несколько изменившееся распределение температур и давлений по корпусам.

## ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ. АБСОРБЦИЯ

## ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Способы выражения состава фаз двухкомпонентных систем жидкость — газ (пар) представлены в табл. 6.1.

Формулы для пересчета концентраций (в жидкой фазе) даны в табл. 6.2. Для газовой (паровой) фазы справедливы те же соотношения, но с заменой обозначений  $x$  на  $y$ ,  $X$  на  $Y$ ,  $C_x$  на  $C_y$ .

2. Концентрация компонента в газовой фазе может быть выражена также через его парциальное давление. На основании уравнений Клапейрона и Дальтона мольная (объемная) доля у любого компонента смеси идеальных газов равняется:

$$y = p/P, \quad (6.1)$$

где  $p$  — парциальное давление компонента газовой смеси;  $P = p_A + p_B + p_C + \dots$  — общее давление смеси газов или паров, равное сумме парциальных давлений всех компонентов.

3. Законы межфазного равновесия для идеальных растворов.

а) Закон Генри:

$$p^* = Ex, \quad (6.2)$$

где  $p^*$  — парциальное давление компонента в газовой фазе над равновесной с газом жидкостью;  $x$  — мольная доля компонента в жидкости;  $E$  — коэффициент Генри, зависящий от температуры и от природы газа и жидкости.

Таблица 6.1

Концентрация	Обозначение концентрации компонента А	
	в жидкой фазе	в газовой или паровой фазе
Мольная доля, $\frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль (А + В)}}$	$x$	$y$
Массовая доля, $\frac{\text{кг А}}{\text{кг (А + В)}}$	$\bar{x}$	$\bar{y}$
Относительная мольная концентрация (доля), $\frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль В}}$	$X$	$Y$
Относительная массовая концентрация (доля), $\frac{\text{кг А}}{\text{кг В}}$	$\bar{X}$	$\bar{Y}$
Объемная мольная концентрация, $\frac{\text{кмоль А}}{\text{м}^3 (\text{А + В})}$	$C_x$	$C_y$
Объемная массовая концентрация, $\frac{\text{кг А}}{\text{м}^3 (\text{А + В})}$	$\bar{C}_x$	$\bar{C}_y$

Вращение концентра- ции компо- нента А	$x$	$\bar{x}$	$x$	$\bar{x}$	$C_x$	$\bar{C}_x$
$x$	—	$\frac{\bar{x}M_{см}}{M_A}$ или $\frac{\bar{x}/M_A}{\frac{\bar{x}}{M_A} + \frac{1-\bar{x}}{M_B}}$	$\frac{x}{1+\bar{x}}$	$\frac{M_B\bar{x}}{M_B\bar{x}+M_A}$	$\frac{C_x M_{см}}{\rho}$ или $\frac{C_x M_B}{\rho + C_x(M_B - M_A)}$	$\frac{\bar{C}_x M_{см}}{\rho M_A}$ или $\frac{\bar{C}_x M_B}{\rho M_A + \bar{C}_x(M_B - M_A)}$
$\bar{x}$	$\frac{M_{Ax}}{M_{см}}$	—	$\frac{M_{Ax}}{M_{Ax} + M_B}$	$\frac{\bar{x}}{1+\bar{x}}$	$\frac{M_{Ax}}{\rho}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho}$
$X$	$\frac{x}{1-x}$	$\frac{\bar{x}M_B}{M_A(1-\bar{x})}$	—	$\frac{M_B\bar{x}}{M_A}$	$\frac{M_B C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{M_B \bar{C}_x}{M_A(\rho - \bar{C}_x)}$
$\bar{X}$	$\frac{M_{Ax}}{M_B(1-x)}$	$\frac{\bar{x}}{1-\bar{x}}$	$\frac{M_{Ax}}{M_B}$	—	$\frac{M_A C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho - \bar{C}_x}$
$C_x$	$\frac{\rho x}{M_{см}}$	$\frac{\rho \bar{x}}{M_A}$	$\frac{\rho X}{M_{Ax} + M_B}$	$\frac{\rho \bar{x}}{M_A(\bar{x} + 1)}$	—	$\frac{\bar{C}_x}{M_A}$
$\bar{C}_x$	$\frac{\rho M_{Ax}}{M_{см}}$	$\rho \bar{x}$	$\frac{M_{Ax}}{M_{Ax} + M_B}$	$\frac{\rho \bar{x}}{\bar{x} + 1}$	$M_A C_x$	—

$M_A$ ,  $M_B$ , и  $M_{см}$  — молярные массы компонентов и смеси, кг/кмоль;  $M_{см} = M_A x + M_B(1-x)$ ;  $\rho$  — плотность смеси, кг/м<sup>3</sup>.  
Для смеси идеальных газов:

$$\frac{\rho}{M_{см}} = \frac{P}{RT} = \frac{P \Gamma_0}{22,417 T}$$

Значения  $E$  для водных растворов некоторых газов даны в табл. ХLI.

Подставляя в уравнение (6.2) значение  $p^* = y^* \Pi$  по уравнению (6.1), получаем:

$$y^* = mx. \quad (6.3)$$

Здесь  $y^*$  — мольная доля компонента в газовой фазе, равновесной с жидкостью;  $m = E/\Pi$  — безразмерный коэффициент (коэффициент распределения), постоянный для данной системы газ — жидкость при  $t = \text{const}$  и  $\Pi = \text{const}$ .

Если, применительно к двухфазной трехкомпонентной системе (газовая фаза:  $A + B$ , жидкая фаза:  $A + C$ ), подставить в уравнение равновесия (6.3) значения  $x$  и  $y^*$  для компонента  $A$ , выраженные через его относительные концентрации  $X$  и  $Y^*$ ,  $\bar{X}$  и  $\bar{Y}^*$  (табл. 6.2), получим:

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = m \frac{X}{1 + X}; \quad (6.4)$$

$$\frac{\bar{Y}^*}{\bar{Y}^* + \frac{M_A}{M_B}} = m \frac{\bar{X}}{\bar{X} + \frac{M_A}{M_C}}, \quad (6.5)$$

где  $M_A$  — мольная масса распределенного между фазами компонента  $A$ ;  $M_B$  — то же второго компонента биарной газовой смеси;  $M_C$  — то же второго компонента биарной жидкой смеси.

При малых концентрациях распределенного компонента в газе и в жидкости, когда  $Y^* \ll 1$  и  $X \ll 1$ , в знаменателях уравнения (6.4) величинами  $Y^*$  и  $X$  можно пренебречь, и оно получает вид:

$$Y^* = mX. \quad (6.6)$$

Аналогично при  $\bar{Y}^* \ll \frac{M_A}{M_B}$  и  $\bar{X} \ll \frac{M_A}{M_C}$  из уравнения (6.5) получим:

$$\bar{Y}^* = m \frac{M_C}{M_B} \bar{X}. \quad (6.6a)$$

б) закон Рауля:

$$p^* = Px, \quad (6.7)$$

где  $p^*$  — парциальное давление компонента в парогазовой смеси над жидкостью в условиях равновесия;  $P$  — давление насыщенного пара чистого компонента — однозначная функция температуры;  $P = f(t)$ ;  $x$  — мольная доля компонента в жидкости.

При подстановке в уравнение (6.7) значения  $p^* = y^* \Pi$  из уравнения (6.1) получаем:

$$y^* = \frac{P}{\Pi} x, \quad (6.8)$$

где  $y^*$  — мольная доля компонента в парогазовой фазе, равновесной с жидкостью.

Для двухкомпонентной смеси, когда оба ее компонента следуют закону Рауля, уравнение (6.8) приводится к виду:

$$y_A^* = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1) x_A} \quad (6.9)$$

Здесь  $\alpha = P_A/P_B$  — коэффициент относительной летучести;  $P_A$  — давление насыщенного пара более летучего (низкокипящего) компонента при той же температуре;  $P_B$  — давление насыщенного пара менее летучего (высококипящего) компонента при той же температуре.

4. Многочисленные экспериментальные данные о равновесных составах жидкости и пара для различных растворов имеются в справочнике [6.7]. Для некоторых бинарных смесей данные о равновесных составах жидкости и пара при  $P = \text{const}$  приведены в табл. XLVII и на рис XXI и XXII.

5. Причиной (движущей силой) процесса массопередачи — перехода какого-либо компонента из одной фазы в другую (например, из жидкой фазы  $\Phi_x$  с мольной концентрацией переходящего компонента  $x$  в газовую фазу  $\Phi_y$  с мольной концентрацией  $y$ ) является неравновесность соприкасающихся фаз, их отклонение от состояния динамического равновесия. В химической термодинамике устанавливается, что величина этого отклонения, при равенстве температур и давлений фаз, определяется разностью химических потенциалов переходящего компонента ( $\mu_x - \mu_y$ ), которая и является движущей силой процесса массопередачи. При равновесии фаз потенциалы  $\mu_x$  и  $\mu_y$  равны.

Заменяя потенциал  $\mu_x$  равным ему потенциалом равновесной газовой смеси  $\mu_x^*$ , получим для движущей силы процесса массопередачи выражение

$$\mu_x - \mu_y = \mu_x^* - \mu_y.$$

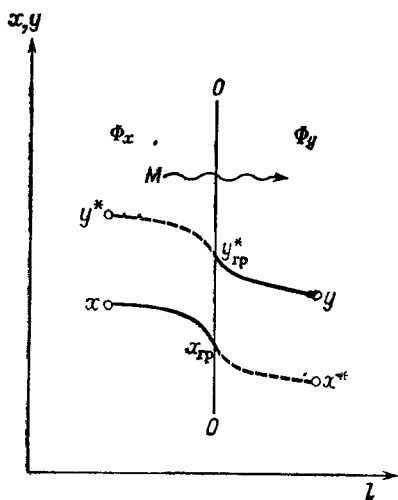
Аналогично, заменяя потенциал  $\mu_y$  равным ему потенциалом равновесной жидкой фазы  $\mu_x^*$ , получим:

$$\mu_x - \mu_y = \mu_x - \mu_x^*.$$

Из последних равенств следует, что движущая сила процесса ( $\mu_x - \mu_y$ ) может быть выражена двумя способами: либо как разность химических потенциалов, взятых по газовой фазе, либо как разность потенциалов, взятых по жидкой фазе. При этом необходимо помнить, что газовая фаза с потенциалом  $\mu_y^*$  и концентрацией  $y^*$ , так же как и жидкая фаза с потенциалом  $\mu_x^*$  и концентрацией  $x^*$ , — фазы гипотетические, в реальном процессе массопередачи отсутствующие — см. рис. 6.1.

В технических расчетах применяют не химические потенциалы, а более простые, легко определяемые величины — концентрации, с помощью которых также может быть охарактеризовано отклонение фаз  $\Phi_x$  и  $\Phi_y$  от состояния равновесия. Однако, в отличие от разности химических потенциалов ( $\mu_x - \mu_y$ ), которая равна нулю при равновесии фаз, разность концентраций ( $x - y$ ), в общем

Рис. 6.1. Схема процесса массопередачи:  
 $OO$  — граница раздела фаз.



случае не равная нулю при равновесии\*, не может служить мерой отклонения фаз от равновесного состояния, т. е. движущей силой процесса массопередачи. При технических расчетах движущую силу процесса массопередачи — отклонение системы от состояния равновесия — выражают поэтому как разность концентраций  $(y^* - y)$  или  $(x - x^*)$ . Так как концентрации могут быть выражены в различных единицах, то движущая сила про-

цесса массопередачи может иметь различные значения — см. пример 6.3.

6. В соответствии с двумя возможными способами выражения движущей силы процесса массопередачи — по газовой фазе  $(\Delta y = y^* - y)$  или по жидкой фазе  $(\Delta x = x - x^*)$  — уравнение массопередачи, аналогичное уравнению теплопередачи, может быть написано в двух видах:

$$M = K_y \Delta y_{ср} F \quad (6.10)$$

или

$$M = K_x \Delta x_{ср} F. \quad (6.11)$$

Здесь  $M$  — расход компонента, переходящего из одной фазы в другую, кмоль/с;  $F$  — площадь поверхности массопередачи,  $m^2$ ;  $K_y$  — коэффициент массопередачи, отнесенный к движущей силе  $\Delta y$ , выраженной через мольные доли компонента в газовой фазе, кмоль/( $m^2 \cdot c$ ) \*\*;  $K_x$  — коэффициент массопередачи, отнесенный к движущей силе  $\Delta x$ , выраженной через мольные доли компонента в жидкой фазе, кмоль/( $m^2 \cdot c$ );  $\Delta y_{ср}$  и  $\Delta x_{ср}$  — соответствующие средние для всего процесса движущие силы (см. ниже).

В последних уравнениях вместо мольных расходов и концентраций могут быть массовые, а вместо  $\Delta y_{ср}$  могут быть  $\Delta Y_{ср}$ ;  $\Delta C_{y,ср}$  и  $\Delta \rho_{ср}$ ; соответственно, вместо  $\Delta x_{ср}$  могут быть  $\Delta X_{ср}$  или  $\Delta C_{x,ср}$ .

7. При определенных допущениях (отсутствие диффузионного сопротивления при переходе компонента через поверхность раздела фаз, существование равновесия на этой поверхности, линей-

\* См., например, данные о равновесных концентрациях в табл. XLVII.

\*\* Иногда пишут  $\frac{\text{кмоль}}{m^2 \cdot c (\Delta y = 1)}$  или  $\frac{\text{кмоль}}{m^2 \cdot c} \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$ .

ность уравнения равновесия  $y^* = mx$  или  $y^* = mx + b$ ) получают следующие зависимости коэффициентами массопередачи  $K_y$  и  $K_x$  и фазовыми коэффициентами массоотдачи  $\beta_y$  и  $\beta_x$ :

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}; \quad (6.12)$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}}, \quad (6.13)$$

где  $m$  — тангенс угла наклона линии равновесия. Коэффициенты массоотдачи и массопередачи выражены в кмоль/(м<sup>2</sup>·с).

Знаменатели последних уравнений представляют собою общее диффузионное сопротивление, равное сумме диффузионных сопротивлений газовой и жидкой фаз.

Когда основное диффузионное сопротивление сосредоточено в газовой фазе, т. е. при  $\frac{m}{\beta_x} \ll \frac{1}{\beta_y}$ ,

$$K_y \approx \beta_y. \quad (6.14)$$

Когда основное диффузионное сопротивление сосредоточено в жидкой фазе, т. е. при  $\frac{1}{m\beta_y} \ll \frac{1}{\beta_x}$ ,

$$K_x \approx \beta_x. \quad (6.15)$$

Из уравнений (6.12) и (6.13) следует, что

$$K_y = K_x/m \quad (6.16)$$

**8. Основные диффузионные критерии подобия установившихся процессов массоотдачи.**

**Диффузионный критерий Нуссельта:**

$$Nu' = \beta l/D. \quad (6.17)$$

**Диффузионный критерий Пекле:**

$$Pe' = w l/D. \quad (6.18)$$

**Диффузионный критерий Прандтля:**

$$Pr' = Pe'/Re = \nu/D. \quad (6.19)$$

Здесь  $\beta$  — коэффициент массоотдачи, м/с  $\left( \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right)$  или  $\left( \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right)$ ;

$l$  — характерный линейный размер, м;  $D$  — коэффициент молекулярной диффузии, м<sup>2</sup>/с;  $w$  — скорость газа или жидкости, м/с;  $\nu$  — кинематический коэффициент вязкости, м<sup>2</sup>/с.

Таблица 6.3

Атомный объем, см <sup>3</sup> /атом		Молярный объем, см <sup>3</sup> /моль	
В	27,0	I	37,0
С	14,8	H <sub>2</sub>	14,3
Cl	24,6	O <sub>2</sub>	25,6
H	3,7	N <sub>2</sub>	31,2
N в первичных амниах	10,5	Воздух	20,9
N во вторичных амниах	12,0	CO	30,7
N с двумя насыщенными связями	15,6	CO <sub>2</sub>	34,0
O с двумя насыщенными связями	7,4	SO <sub>2</sub>	44,8
O в альдегидах и кетонах	7,4	NO	23,6
O в сложных эфирах	9,1	N <sub>2</sub> O	36,4
O в простых эфирах	9,9	NH <sub>3</sub>	25,8
O в высших простых и сложных эфирах	11,0	H <sub>2</sub> O	18,9
O в кислотах	12,0	H <sub>2</sub> S	32,9
O в соединениях с S, P, N	8,3	COS	51,5
S	25,6	Cl <sub>2</sub>	48,4
		Br <sub>2</sub>	53,2
		I <sub>2</sub>	71,5

## Структурные постоянные\*

Бензольное кольцо	-15
Нафталиновое кольцо	-30
Антраценовое кольцо	-47,5

9. При отсутствии экспериментальных данных коэффициент диффузии (молекулярной) газа А в газе В (или газа В в газе А) может быть вычислен по формуле:

$$D_r = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{p (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (6.20)$$

где  $D_r$  — коэффициент диффузии, м<sup>2</sup>/с;  $T$  — температура;  $K$ ;  $p$  — давление (абсолютное), кгс/см<sup>2</sup>;  $M_A$  и  $M_B$  — молярные массы газов А и В;  $v_A$  и  $v_B$  — молярные объемы газов А и В, определяемые как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав газа — см. пример 6.6 (атомные объемы некоторых элементов и молярные объемы некоторых газов приведены в табл. 6.3).

Как следует из формулы (6.20), если известно значение коэффициента диффузии  $D_1$  при температуре  $T_1$  и давлении  $p_1$ , то значение его  $D_2$  при температуре  $T_2$  и давлении  $p_2$  можно найти из уравнения:

$$D_2 = D_1 \frac{p_1}{p_2} \left( \frac{T_2}{T_1} \right)^{3/2}. \quad (6.21)$$

Значения коэффициентов диффузии в воздухе для некоторых газов и паров приведены в табл. XLII.

\* При расчете молярного объема химического соединения величину соответствующей структурной постоянной надо прибавить к сумме атомных объемов.



10. Коэффициент диффузии в жидкости  $D_{ж}$  при 20 °С можно вычислить по приближенной формуле:

$$D_{ж} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (6.22)$$

где  $D_{ж}$  — коэффициент диффузии, м<sup>2</sup>/с;  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с;  $v_A$  и  $v_B$  — мольные объемы растворенного вещества и растворителя;  $M_A$  и  $M_B$  — мольные массы растворенного вещества и растворителя;  $A$  и  $B$  — коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя.

Значения коэффициентов  $A$  для некоторых веществ, растворенных в воде:

Для газов	1
» этилового спирта	1,24
» метилового спирта	1,19
» уксусной кислоты	1,27

Коэффициент  $B$  равен:

Для воды	4,7
» этилового спирта	2,0
» метилового спирта	2,0
» ацетона	1,15
» неассоциированных жидкостей	1,0

Коэффициент диффузии газа в жидкости  $D_t$  (при температуре  $t$ ) связан с коэффициентом диффузии  $D_{20}$  (при температуре 20 °С) следующей приближенной зависимостью

$$D_t = D_{20} [1 + b(t - 20)], \quad (6.23)$$

в которой температурный коэффициент  $b$  может быть определен по эмпирической формуле:

$$b = 0,2 \sqrt{\mu} / \sqrt{\rho}, \quad (6.24)$$

где  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости жидкости при 20 °С, мПа·с;  $\rho$  — плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Значения коэффициентов диффузии некоторых газов в воде приведены в табл. XLIII.

Коэффициент диффузии в разбавленных растворах может быть вычислен также по формуле:

$$D_{ж} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta M)^{1/2} T}{\mu v^{0,6}}. \quad (6.25)$$

Здесь  $D_{ж}$  — коэффициент диффузии, м<sup>2</sup>/с;  $M$  — мольная масса растворителя;  $v$  — мольный объем диффундирующего вещества;  $T$  — температура, К;  $\mu$  — динамический коэффициент вязкости растворителя, мПа·с;  $\beta$  — параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя и равный:

Для воды	2,6
» метилового спирта	1,9
» этилового спирта	1,5
» бензола, эфира, гептана	1

11. Материальный баланс абсорбера (рис. 6.2).

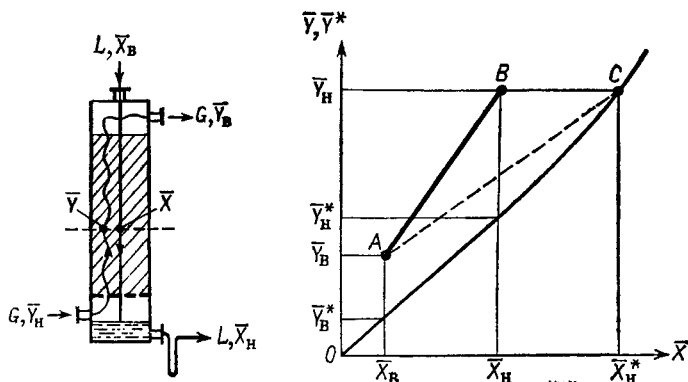


Рис. 6.2. Схема абсорбера.

Рис. 6.3. Рабочая и равновесная линии абсорбера:

$AB$  — рабочая линия при расходе поглотителя  $L$ ;  $AC$  — рабочая линия при расходе поглотителя  $L_{\text{мин}}$ ;  $OC$  — равновесная линия  $\bar{Y}^* = f(\bar{X})$ .

При расчете абсорбера с нелетучим жидким поглотителем массовые (или мольные) расходы поглотителя и инертного, нерастворяющегося в жидкости газа будут постоянными по высоте абсорбера. Выражая концентрации поглощаемого компонента в газе и жидкости в относительных массовых (или мольных) единицах, получим уравнение материального баланса (в массовых единицах):

$$M = G(\bar{Y}_H - \bar{Y}_B) = L(\bar{X}_H - \bar{X}_B), \quad (6.26)$$

где  $M$  — расход поглощаемого компонента, кг/с;  $G$  и  $L$  — расходы инертного газа и жидкого поглотителя, кг/с;  $\bar{Y}_H$  и  $\bar{Y}_B$  — концентрации поглощаемого компонента в газе в низу и на верху абсорбера, кг/кг инертного газа;  $\bar{X}_H$  и  $\bar{X}_B$  — то же в жидкости в низу и на верху абсорбера, кг/кг жидкого поглотителя.

В координатах  $\bar{Y} - \bar{X}$  уравнение (6.26), при постоянных  $G$  и  $L$ , выражает отрезок прямой, проходящей через точки  $B [\bar{X}_H, \bar{Y}_H]$  и  $A [\bar{X}_B, \bar{Y}_B]$  — см. рис. 6.3.

Уравнение этой прямой — рабочей линии:

$$\bar{Y} = \bar{Y}_H + \frac{L}{G}(\bar{X} - \bar{X}_H) \quad (6.27)$$

или

$$\bar{Y} = \bar{Y}_B + \frac{L}{G}(\bar{X} - \bar{X}_B), \quad (6.28)$$

где  $\bar{Y}$  и  $\bar{X}$  — переменные по высоте колонны концентрации поглощаемого компонента в контактирующих неравновесных потоках газа и жидкости в данном сечении абсорбера — рис. 6.2.

Расход жидкого поглотителя:

$$L = \varphi L_{\text{мин}}. \quad (6.29)$$

Здесь  $\varphi > 1$  — коэффициент избытка поглотителя;  $L_{\text{мин}}$  — теоретически минимальный расход поглотителя, определяемый графическим (см. рис. 6.3) или аналитическим путем:

$$L_{\text{мин}} = \frac{M}{\bar{X}_n^* - \bar{X}_v}. \quad (6.30)$$

Степенью поглощения (или извлечения) называется величина

$$c_{\text{п}} = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_v}{\bar{Y}_n} = \frac{Y_v - Y_n}{Y_n}. \quad (6.30a)$$

12. Средняя движущая сила в абсорбере с непрерывным контактом фаз.

В общем уравнении массопередачи

$$F = \frac{M}{K_{\bar{y}} \Delta \bar{Y}_{\text{ср}}} \quad (6.31)$$

(где  $F$  — поверхность массопередачи в абсорбере,  $\text{м}^2$ ;  $M$  — расход поглощаемого компонента,  $\text{кг/с}$ ;  $K_{\bar{y}}$  — коэффициент массопередачи,  $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{кг инертного газа}}}$ ) средняя движущая сила  $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}$  определяется следующим образом.

Если в пределах от  $\bar{X}_v$  до  $\bar{X}_n$  (рис. 6.3) линия равновесия прямая, то

$$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_n - \Delta \bar{Y}_v}{2,3 \lg (\Delta \bar{Y}_n / \Delta \bar{Y}_v)}, \quad (6.32)$$

где  $\Delta \bar{Y}_n$  и  $\Delta \bar{Y}_v$  — концевые движущие силы;  $\Delta \bar{Y}_n = \bar{Y}_n - \bar{Y}_n^*$  — в низу абсорбера при  $\bar{X} = \bar{X}_n$ ;  $\Delta \bar{Y}_v = \bar{Y}_v - \bar{Y}_v^*$  — на верху абсорбера при  $\bar{X} = \bar{X}_v$ .

Когда отношение  $\Delta \bar{Y}_n$  и  $\Delta \bar{Y}_v$  находится в пределах

$$0,5 \leq \Delta \bar{Y}_n / \Delta \bar{Y}_v \leq 2,$$

среднюю движущую силу в абсорбере можно рассчитывать по более простой формуле:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = (\Delta \bar{Y}_n + \Delta \bar{Y}_v) / 2. \quad (6.33)$$

Если же линия равновесия не прямая, то

$$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_v}{\bar{Y}_n} \cdot \int_{\bar{Y}_v}^{\bar{Y}_n} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}. \quad (6.34)$$

Величину интеграла в знаменателе последнего уравнения находят графическим построением или методом графического интегрирования. Другой метод расчета при криволинейной линии

равновесия: разбивают равновесную линию на участки, принимаемые приближенно за отрезки прямых, и для каждого участка в отдельности определяют среднюю движущую силу по уравнению (6.32) или (6.33).

При расчетах абсорберов движущую силу часто выражают в единицах давления — см. пример 6.9.

### 13. Определение диаметра насадочного абсорбера.

Диаметр абсорбционной колонны  $D$  (в м) рассчитывают по уравнению расхода для газового потока:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}}, \quad (6.35)$$

где  $V$  — расход газа, проходящего через абсорбер,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $w$  — скорость газа, отнесенная к полному поперечному сечению колонны (фиктивная),  $\text{м}/\text{с}$ .

Скорость газа  $w$  находят следующим путем.

Сначала рассчитывают фиктивную скорость газа  $w_s$  в точке захлебывания (инверсии) по уравнению (при  $\rho_{\text{ж}} \gg \rho_{\text{г}}$ ):

$$\lg \left( \frac{w_s^2 \sigma \rho_{\text{г}} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A - 1,75 \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}. \quad (6.36)$$

Здесь  $\sigma$  — удельная поверхность насадки,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $g$  — ускорение свободного падения,  $\text{м}/\text{с}^2$ ;  $V_{\text{св}}$  — свободный объем насадки,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ ;  $\rho_{\text{г}}$  и  $\rho_{\text{ж}}$  — плотности газа и жидкости,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\mu_{\text{ж}}$  — динамический коэффициент вязкости жидкости,  $\text{мПа}\cdot\text{с}$ ;  $L$  и  $G$  — массовые расходы жидкости и газа,  $\text{кг}/\text{с}$ ;  $A = 0,022$  для насадки из колец или спиралей [6.3], для ректификации  $A = -0,125$ .

Затем определяют рабочую скорость газа  $w$  (фиктивную), принимая для абсорберов, работающих в пленочном режиме

$$w = (0,75 \div 0,9) w_s. \quad (6.37)$$

### 14. Определение высоты насадочного абсорбера.

а) Через высоту единицы переноса (ВЕП).

Поверхность контакта фаз в абсорбере при пленочном режиме работы:

$$F = H_{\text{н}} S \sigma \psi, \quad (6.38)$$

где  $H_{\text{н}}$  — высота слоя насадки, м;  $S = \pi D^2/4$  — площадь поперечного сечения колонны,  $\text{м}^2$ ;  $D$  — диаметр колонны, м;  $\sigma$  — удельная поверхность сухой насадки,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $\psi$  — коэффициент смоченности насадки, безразмерный — расчет величины этого коэффициента см. [6.3].

Высота слоя насадки:

$$H_{\text{н}} = \frac{G}{K_{\text{у}} S \sigma \psi} \int_{\bar{Y}_{\text{в}}}^{\bar{Y}_{\text{н}}} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*} = h_{0\text{у}} n_{0\text{у}}. \quad (6.39)$$

Здесь  $G$  — постоянный по высоте колонны расход инертного газа,  $\text{кг}/\text{с}$  или  $\text{кмоль}/\text{с}$ ;  $K_{\text{у}}$  — средний коэффициент массопередачи,  $\text{кг}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \frac{\text{кг}}{\text{кг инертного газа}}\right)$  или  $\text{кмоль}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \frac{\text{кг}}{\text{кг инертного газа}}\right)$ ;  $h_{0\text{у}}$  — высота единицы переноса, м:

$$h_{0\text{у}} = \frac{G}{K_{\text{у}} S \sigma \psi}; \quad (6.40)$$

$n_{0y}$  — общее число единиц переноса:

$$n_{0y} = \int_{\bar{Y}_B}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}. \quad (6.40a)$$

Из уравнения (6.34) следует:

$$n_{0y} = (\bar{Y}_H - \bar{Y}_B) / \Delta \bar{Y}_{ср}. \quad (6.41)$$

При прямолинейной равновесной зависимости среднюю движущую силу  $\Delta \bar{Y}_{ср}$  рассчитывают по уравнению (6.32) или (6.33), при криволинейной равновесной зависимости число единиц переноса  $n_{0y}$  находят графическим построением или методом графического интегрирования — см. пример 6.10.

Объемным коэффициентом массопередачи  $K_{yV}$  называют величину

$$K_{yV} = K_y \sigma \psi = K_y a, \quad (6.42)$$

где  $a = \sigma \psi$  — удельная смоченная (активная) поверхность насадки,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ; при  $\psi = 1$   $a = \sigma$ .

Применяя объемный коэффициент массопередачи, получаем для высоты единицы переноса:

$$h_{0y} = \frac{G}{K_y \sigma \psi} = \frac{G}{K_y v S}. \quad (6.43)$$

б) Через высоту, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ).

Высота слоя насадки  $H_H$  может быть рассчитана также по уравнению:

$$H_H = h_0 n_T, \quad (6.44)$$

где  $h_0$  — высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ) или теоретической ступени (ВЭС), м (определяется по экспериментальным данным);  $n_T$  — число теоретических тарелок (ступеней изменения концентрации).

Число теоретических тарелок — ступеней изменения концентрации в абсорбере определяют обычно графическим путем (рис. 6.4). На этом рисунке  $AB$  — рабочая линия, построенная по уравнению (6.27) или (6.28),  $OC$  — равновесная линия.

15. Критериальные формулы для расчета коэффициентов массопередачи в насадочных абсорберах с неупорядоченной насадкой (навалом) при пленочном режиме.

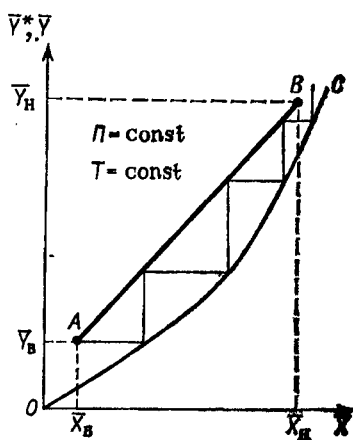


Рис. 6.4. Графическое определение числа ступеней изменения концентрации (теоретических тарелок) в абсорбере.

а) Для газовой фазы:

$$Nu'_r = 0,407 Re_r^{0,655} (Pr'_r)^{0,33}. \quad (6.45)$$

Здесь  $Nu'_r = \frac{\beta_r d_a}{D_r}$ ;  $Re_r = \frac{4w\rho_r}{\sigma\mu_r}$ ;  $Pr'_r = \frac{\mu_r}{\rho_r D_r}$ ;  $\beta_r$  — коэффициент массоотдачи для газа,  $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \frac{\text{М}}{\text{кмоль}} = \frac{\text{М}}{\text{с}}$ ;  $D_r$  — коэффициент диффузии поглощаемого компонента в газе,  $\text{м}^2/\text{с}$ . Остальные обозначения — см. формулы (6.36) и (6.38).

Уравнение (6.45) справедливо при значениях  $Re_r$  от 10 до 10 000.

б) Для жидкой фазы:

$$Nu'_j = 0,0021 Re_{ж}^{0,75} (Pr'_{ж})^{0,5}, \quad (6.46)$$

где  $Nu'_j = \frac{\beta_{ж} \delta_{пр}}{D_{ж}}$ ;  $Re_{ж} = \frac{4L}{\sigma\psi\mu_{ж}}$ ;  $Pr'_{ж} = \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_{ж}}$ ;  $\beta_{ж}$  — коэффициент массоотдачи для жидкости,  $\text{м}/\text{с}$ ;  $\delta_{пр} = \left( \frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 g} \right)^{1/3}$  — так называемая приведенная толщина жидкой пленки,  $\text{м}$ ;  $D_{ж}$  — коэффициент диффузии поглощаемого компонента в жидкости,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $L$  — массовый расход жидкости,  $\text{кг}/\text{с}$ .

Выражение для критерия  $Re_{ж}$  получено следующим путем. Обозначения — см. уравнения (6.36) и (6.38).

Омываемый жидкостью периметр сечения абсорбера находим из уравнения (6.38):

$$\Pi = F/H_n = \sigma\psi. \quad (6.47)$$

Скорость течения пленки жидкости через насадку:

$$w_{ж. пл} = \frac{L}{\rho_{ж}\Pi\delta} = \frac{L}{\rho_{ж}\sigma\psi\delta}, \quad (6.48)$$

где  $\delta$  — средняя толщина пленки,  $\text{м}$ .

Эквивалентный диаметр жидкой пленки:

$$d_{пл} = 4\Pi\delta/\Pi = 4\delta. \quad (6.49)$$

Подставляя эти значения в выражение для критерия  $Re_{ж}$ , получаем:

$$Re_{ж} = \frac{w_{ж. пл} d_{пл} \rho_{ж}}{\mu_{ж}} = \frac{4L}{\sigma\psi\mu_{ж}}. \quad (6.50)$$

16. Определение диаметра и высоты тарельчатой абсорбционной колонны проводится так же, как и для тарельчатых ректификационных колонн — см. гл. 7. Диаметр тарельчатого абсорбера рассчитывают по уравнениям (7.16) и (7.17). Высоту тарельчатой части абсорбера  $H_T$  определяют по уравнению (7.18). Требуемое число тарелок находят графически с применением кинетических зависимостей для расчета коэффициентов массопередачи или

ВЕП. При приближенных расчетах для определения числа тарелок находят графически число ступеней изменения концентрации (рис. 6.4) и затем число тарелок  $n$  по уравнению (7.19).

## ПРИМЕРЫ

**Пример 6.1.** Жидкая смесь содержит 58,8% (мол.) толуола и 41,2% (мол.) четыреххлористого углерода (ч. х. у.). Определить относительную массовую концентрацию толуола  $\bar{X}$  (в  $\frac{\text{кг толуола}}{\text{кг ч. х. у.}}$ ) и его объемную массовую концентрацию  $\bar{C}_x$  (в  $\text{кг/м}^3$ ).

**Решение.** Относительная массовая концентрация толуола:

$$\bar{X} = \frac{M_{\text{тол}x}}{M_{\text{ч. х. у.}}(1-x)},$$

где  $M_{\text{тол}}$  — мольная масса толуола (92 кг/кмоль);  $M_{\text{ч. х. у.}}$  — то же четыреххлористого углерода (154 кг/кмоль);  $x$  — мольная доля толуола.

Имеем:

$$\bar{X} = \frac{92 \cdot 0,588}{154 \cdot 0,412} = 0,853 \frac{\text{кг толуола}}{\text{кг ч. х. у.}}$$

Чтобы рассчитать объемную массовую концентрацию толуола  $\bar{C}_x$ , необходимо знать плотность смеси  $\rho_{\text{см}}$ . Для расчета плотности предварительно найдем массовую долю толуола  $\bar{x}$ .

По табл. 6.2:

$$\bar{x} = \frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}} = \frac{0,853}{1,853} = 0,461.$$

Далее по табл. IV находим: плотность толуола  $\rho_{\text{тол}} = 870 \text{ кг/м}^3$ , плотность четыреххлористого углерода  $\rho_{\text{ч. х. у.}} = 1630 \text{ кг/м}^3$ .

Считая, что изменение объема при смешении не происходит, т. е. объем смеси равен сумме объемов компонентов, находим объем 1 кг смеси

$$\frac{0,461}{870} + \frac{0,539}{1630} = 0,862 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3,$$

откуда плотность смеси:

$$\rho_{\text{см}} = \frac{1}{0,862 \cdot 10^{-3}} = 1160 \text{ кг/м}^3.$$

Можно рассчитать  $\rho_{\text{см}}$  и так:

$$\rho_{\text{см}} = \frac{1 + \bar{X}}{\frac{1}{\rho_{\text{ч. х. у.}}} + \frac{\bar{X}}{\rho_{\text{тол}}}} = \frac{1 + 0,853}{\frac{1}{1630} + \frac{0,853}{870}} = 1160 \text{ кг/м}^3.$$

Объемная массовая концентрация толуола:

$$\bar{C}_x = \rho \bar{x} = 1160 \cdot 0,461 = 535 \text{ кг/м}^3.$$

**Пример 6.2.** Воздух атмосферного давления при температуре  $34^\circ\text{C}$  насыщен водяным паром. Определить парциальное давление воздуха, объемный и массовый % пара в воздушно-паровой смеси и его относительную массовую концентрацию, считая оба компонента смеси идеальными газами. Атмосферное давление  $745$  мм рт. ст. Определить также плотность воздушно-паровой смеси, сравнить ее с плотностью сухого воздуха.

**Решение.** По табл. XXXVIII находим, что при  $t = 34^\circ\text{C}$  давление насыщенного водяного пара составляет  $39,9$  мм рт. ст. Это давление является парциальным давлением водяного пара  $p_{\text{п}}$  в воздушно-паровой смеси, а парциальное давление воздуха равняется:

$$p_{\text{в}} = \Pi - p_{\text{п}} = 745 - 39,9 \approx 705 \text{ мм рт. ст.}$$

Мольная (объемная) доля водяного пара в смеси

$$y = p_{\text{п}}/\Pi = 39,9/745 = 0,0535.$$

Массовая доля пара:

$$\bar{y} = \frac{M_{\text{п}}y}{M_{\text{п}}y + M_{\text{в}}(1-y)} = \frac{18 \cdot 0,0535}{18 \cdot 0,0535 + 29 \cdot 0,9465} = 0,0339.$$

Относительная массовая концентрация:

$$\bar{Y} = \frac{\bar{y}}{1-\bar{y}} = \frac{0,0339}{0,9661} = 0,0351 \frac{\text{кг пара}}{\text{кг воздуха}}.$$

Плотность воздушно-паровой смеси рассчитываем как сумму плотностей компонентов, взятых каждая при своем парциальном давлении:

$$\begin{aligned} \rho_{\text{см}} &= \rho_{\text{в}} + \rho_{\text{п}} = \frac{M_{\text{в}}p_{\text{в}}T_0}{22,4T\Pi_0} + \frac{M_{\text{п}}p_{\text{п}}T_0}{22,4T\Pi_0} = \frac{T_0}{22,4T\Pi_0} (M_{\text{в}}p_{\text{в}} + M_{\text{п}}p_{\text{п}}) = \\ &= \frac{273}{22,4 \cdot 307 \cdot 760} (29 \cdot 705 + 18 \cdot 39,9) = 1,105 \text{ кг/м}^3. \end{aligned}$$

Можно рассчитать плотность смеси иначе.

Мольная масса смеси:

$$M_{\text{см}} = M_{\text{п}}y + M_{\text{в}}(1-y) = 18 \cdot 0,0535 + 29 \cdot 0,9465 = 28,4 \text{ кг/кмоль.}$$

Плотность смеси при  $\Pi = 745$  мм рт. ст. и  $t = 34^\circ\text{C}$ :

$$\rho_{\text{см}} = \frac{M_{\text{см}}\Pi T_0}{22,4\Pi_0 T} = \frac{28,4 \cdot 745 \cdot 273}{22,4 \cdot 760 \cdot 307} = 1,105 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность сухого воздуха при тех же давлении и температуре:

$$\rho_{\text{с. в.}} = \frac{M_{\text{в}}\Pi T_0}{22,4\Pi_0 T} = \frac{29 \cdot 745 \cdot 273}{22,4 \cdot 307 \cdot 760} = 1,13 \text{ кг/м}^3.$$

**Пример 6.3.** При температуре  $25^\circ\text{C}$  приведены в соприкосновение: воздух атмосферного давления, содержащий 14% (об.) ацетилена ( $\text{C}_2\text{H}_2$ ), и вода, содержащая растворенный ацетилен



в количестве: а)  $0,29 \cdot 10^{-3}$  кг на 1 кг воды; б)  $0,153 \cdot 10^{-3}$  кг на 1 кг воды. Определить: 1) из какой фазы в какую будет переходить ацетилен; 2) движущую силу этого процесса перехода в начальный момент времени (в относительных мольных концентрациях). Атмосферное давление 765 мм рт. ст. Равновесные концентрации ацетилена в газовой и в жидкой фазах определяются законом Генри.

**Решение.** Закон Генри [уравнение (6.2)]:

$$p^* = Ex.$$

По табл. ХLI находим, что при  $t = 25^\circ\text{C}$  коэффициент Генри  $E = 1,01 \cdot 10^6$  мм рт. ст.

Парциальное давление ацетилена в воздухе по уравнению (6.1):

$$p = y\Pi = 0,14 \cdot 765 = 107 \text{ мм рт. ст.}$$

а) Мольная доля ацетилена в воде при  $\bar{X} = 0,29 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг ацетилена}}{\text{кг воды}}$  (табл. 6.2):

$$x = \frac{\bar{X}}{\bar{X} + \frac{M_{\text{ац}}}{M_{\text{в}}}} = \frac{0,29 \cdot 10^{-3}}{0,29 \cdot 10^{-3} + \frac{26}{18}} \approx \frac{18 \cdot 0,29 \cdot 10^{-3}}{26} = 0,2 \cdot 10^{-3}.$$

Ответы на вопросы примера могут быть получены двумя путями.

I. В условиях равновесия парциальное давление ацетилена в газовой фазе над жидкостью с  $x = 0,2 \cdot 10^{-3}$  по закону Генри должно составлять:

$$p^* = Ex = 1,01 \cdot 10^6 \cdot 0,2 \cdot 10^{-3} = 202 \text{ мм рт. ст.}$$

Имеющееся в действительности над этой жидкостью парциальное давление ацетилена меньше:  $p = 107$  мм рт. ст. Чтобы в процессе массопередачи система газ—жидкость приближалась к состоянию равновесия, парциальное давление ацетилена в газовой фазе должно увеличиваться, т. е. он будет переходить из воды в воздух.

Движущая сила этого процесса перехода (отклонение от состояния равновесия) в начальный момент времени будет равна: в единицах парциального давления ацетилена

$$\Delta p = p^* - p = 202 - 107 = 95 \text{ мм рт. ст.};$$

В мольных долях

$$\Delta y = y^* - y = \frac{202}{765} - 0,14 = 0,264 - 0,14 = 0,124;$$

В относительных мольных концентрациях

$$\begin{aligned} \Delta Y = Y^* - Y &= \frac{y^*}{1 - y^*} - \frac{y}{1 - y} = \frac{0,264}{1 - 0,264} - \frac{0,14}{1 - 0,14} = \\ &= 0,359 - 0,163 = 0,196 \frac{\text{кмоль ацетилена}}{\text{кмоль воздуха}}. \end{aligned}$$

II. В условиях равновесия с газовой фазой, в которой парциальное давление ацетилена равняется 107 мм рт. ст., вода по закону Генри должна иметь концентрацию ацетилена (в мольных долях):

$$x^* = \frac{p}{E} = \frac{107}{1,01 \cdot 10^6} = 0,106 \cdot 10^{-3}.$$

Имеющаяся в действительности мольная доля ацетилена в воде больше:  $x = 0,2 \cdot 10^{-3}$ . Для того чтобы в процессе массоперехода система приближалась к состоянию равновесия, мольная доля ацетилена в воде должна уменьшаться, т. е. ацетилен будет переходить из воды в воздух.

Движущая сила этого процесса перехода в начальный момент времени (считая ее по концентрации в жидкой фазе):  
в мольных долях

$$\Delta x = x - x^* = 0,2 \cdot 10^{-3} - 0,106 \cdot 10^{-3} = 0,094 \cdot 10^{-3};$$

в относительных мольных концентрациях

$$\Delta X = X - X^* = \frac{x}{1-x} - \frac{x^*}{1-x^*}.$$

Так как в данном примере  $x$  и  $x^*$  оба много меньше единицы, то в знаменателях последнего уравнения ими можно пренебречь и

$$\Delta X = x - x^* = 0,094 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль ацетилена}}{\text{кмоль воды}}.$$

б) Мольная доля ацетилена в воде:

$$x \approx 18 \cdot 0,153 \cdot 10^{-3} / 26 = 0,106 \cdot 10^{-3}.$$

Перехода ацетилена из одной фазы в другую не будет, так как соприкасающиеся фазы находятся в равновесии:

$$x = x^* = 0,106 \cdot 10^{-3}, \quad y = y^* = 0,14.$$

**Пример 6.4.** В массообменном аппарате, работающем под давлением  $p_{\text{абс}} = 3,1 \text{ кгс/см}^2$ , коэффициенты массоотдачи имеют следующие значения:  $\beta_y = 1,07 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta y = 1)}$ ,  $\beta_x = 22 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta x = 1)}$ .

Равновесные составы газовой и жидкой фаз характеризуются законом Генри  $p^* = 0,08 \cdot 10^6 x$ . Определить: а) коэффициенты массопередачи  $K_y$  и  $K_x$ ; б) во сколько раз диффузионное сопротивление жидкой фазы отличается от диффузионного сопротивления газовой фазы:

**Р е ш е н и е.** Приведем уравнение равновесия к виду  $y^* = mx$ :

$$y^* = \frac{p^*}{P} = \frac{0,08 \cdot 10^6}{3,1 \cdot 735} x = 35,1x.$$

Находим коэффициенты массопередачи:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{1,07} + \frac{35,1}{22}} = \frac{1}{0,935 + 1,595} =$$

$$= 0,396 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta y = 1)},$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{35,1 \cdot 1,07} + \frac{1}{22}} = \frac{1}{0,0266 + 0,0455} =$$

$$= 13,9 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta x = 1)}.$$

Проверка:

$$K_x/K_y = 13,9/0,396 = 35,1 = m.$$

Отношение диффузионных сопротивлений жидкой и газовой фаз при движущей силе  $\Delta y$ :

$$\frac{m}{\beta_x} : \frac{1}{\beta_y} = \frac{1,595}{0,935} = 1,71.$$

Такое же отношение будет и при движущей силе  $\Delta x$ .

Диффузионное сопротивление жидкой фазы в 1,71 раза больше сопротивления газовой фазы.

**Пример 6.5.** В массообменном аппарате — абсорбере коэффициент массопередачи  $K_y = 10,4 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}}$ . Инертный газ (не пе-

реходящий в жидкость) — азот. Давление  $p_{\text{абс}}$  в аппарате 760 мм рт. ст., температура 20 °С. Определить значения коэффициента массопередачи  $K_y$  в следующих единицах: 1)  $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta y = 1)}$ ;

2)  $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}}$ ; 3)  $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \frac{\text{кг}}{\text{кг инертного газа}}}$ .

**Решение.** Напишем равенства:

$$M = K_y \Delta C_y F = K'_y \Delta y F = K''_y \Delta p F,$$

где  $M$  — мольный расход переходящего в жидкость компонента, кмоль/ч.

Отсюда:

1)  $K_y \Delta C_y = K'_y \Delta y$ , т. е.

$$K'_y = K_y \frac{\Delta C_y}{\Delta y}.$$

Из табл. 6.2:

$$C_y = \frac{\rho}{M_{\text{см}}} y = \frac{\Pi T_0}{22,4 \Pi_0 T} y.$$

В данном примере  $\Pi = \Pi_0$  и

$$\frac{\Delta C_y}{\Delta y} = \frac{T_0}{22,4T} = \frac{273}{22,4 \cdot 293} = 0,0416;$$

$$K'_y = K_y \frac{\Delta C_y}{\Delta y} = 10,4 \cdot 0,0416 = 0,433 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}} (\Delta y = 1) \cdot$$

2)  $K'_y \Delta y = K''_y \Delta p$ .

По уравнению (6.1):

$$y = p/\Pi; \Delta y = \Delta p/\Pi;$$

$$K''_y = K'_y \frac{\Delta y}{\Delta p} = \frac{K'}{\Pi} = \frac{0,433}{760} = 5,69 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}}$$

$$\text{или } \frac{5,69 \cdot 10^{-4}}{3600 \cdot 133,3} = 1,19 \cdot 10^{-9} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}}.$$

3) Из равенств

$$W = M_{\kappa} M = M_{\kappa} K'_y \Delta y F = K''_y \Delta \bar{Y} F$$

(где  $W$  — массовый расход переходящего компонента, кг/ч) находим:

$$K''_y = K'_y M_{\kappa} \frac{\Delta y}{\Delta \bar{Y}}.$$

По табл. 6.2:

$$\bar{Y} = \frac{M_{\kappa} y}{M_{\text{н. г}}(1-y)}.$$

Здесь  $M_{\kappa}$  и  $M_{\text{н. г}}$  — мольные массы переходящего компонента и инертного газа. При малых значениях  $y$ .

$$\bar{Y} \approx \frac{M_{\kappa}}{M_{\text{н. г}}} y.$$

Отсюда

$$\Delta y / \Delta \bar{Y} \approx M_{\text{н. г}} / M_{\kappa};$$

$$K''_y = K'_y \frac{M_{\kappa} \Delta y}{\Delta \bar{Y}} = K'_y M_{\text{н. г}} = 0,433 \cdot 28 = 12,1 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}} \frac{\text{кг}}{\text{кг инертного газа}}.$$

**Пример 6.6.** Вычислить коэффициент диффузии сероводорода в воде при 40 °С.

**Решение.** Сначала вычислим коэффициент диффузии при 20 °С по формуле (6.22):

$$D_{20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}.$$

Для сероводорода

$$A = 1$$

$$v_A = 2 \cdot 3,7 + 25,6 = 33,0 \text{ (табл. 6.3)}$$

$$M_A = 34$$

Для воды

$$B = 4,7$$

$$\mu = 1 \text{ сП} =$$

$$= 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

$$v_B = 2 \cdot 3,7 +$$

$$+ 7,4 = 14,8$$

$$M_B = 18$$

Подставляем эти значения в формулу (6.22):

$$D_{20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{4,7 \cdot 1 (14,8^{1/3} + 33^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{18} + \frac{1}{34}} = 1,93 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Вычисляем температурный коэффициент  $b$  по формуле (6.24):

$$b = 0,2 \sqrt{\mu} / \sqrt{\rho} = 0,2 \sqrt{1} / \sqrt{1000} = 0,02.$$

Искомый коэффициент диффузии по формуле (6.23) равняется

$$D_{40} = 1,93 \cdot 10^{-9} [1 + 0,02 (40 - 20)] = 2,7 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Для сравнения рассчитаем коэффициент диффузии сероводорода в воде при 40 °С по формуле (6.25):

$$D_{40} = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (2,6 \cdot 18)^{0,5} \cdot 313}{0,656 \cdot 33^{0,6}} = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} \cdot 6,83 \cdot 313}{0,656 \cdot 8,15} = 2,96 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Здесь 0,656 мПа·с — динамический коэффициент вязкости воды при 40 °С (табл. VI).

**Пример 6.7.** Определить расход серной кислоты для осушки воздуха при следующих данных. Производительность скруббера 500 м<sup>3</sup>/ч (считая на сухой воздух при нормальных условиях). Начальное содержание влаги в воздухе 0,016 кг/кг сухого воздуха, конечное содержание 0,006 кг/кг сухого воздуха. Начальное содержание воды в кислоте 0,6 кг/кг моногидрата, конечное содержание 1,4 кг/кг моногидрата. Осушка воздуха производится при атмосферном давлении.

**Решение.** Массовый расход воздуха:

$$G = 500 \cdot 1,293 = 646 \text{ кг/ч},$$

где 1,293 кг/м<sup>3</sup> — плотность воздуха при нормальных условиях.

По уравнению (6.26) расход серной кислоты (моногидрата):

$$L = G \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_B}{\bar{X}_H - \bar{X}_B} = 646 \frac{0,016 - 0,006}{1,4 - 0,6} = 8,1 \text{ кг/ч}.$$

**Пример 6.8.** Скруббер для поглощения паров ацетона из воздуха орошается водой в количестве 3000 кг/ч. Средняя температура в скруббере 20 °С. Через скруббер пропускается под атмосферным давлением смесь воздуха с парами ацетона, содержащая 6% (об.) ацетона. Чистого воздуха в этой смеси содержится 1400 м<sup>3</sup>/ч (считая на нормальные условия). В скруббере улавливается 98% ацетона.

Уравнение линии равновесия:

$$Y^* = 1,68X.$$

Здесь  $X$  и  $Y^*$  выражены в киломолях ацетона на 1 кмоль второго компонента, т. е. воды или воздуха.

Найти диаметр и высоту скруббера, заполненного керамическими кольцами размером  $25 \times 25 \times 3$  мм. Скорость газа принять на 25% меньше скорости захлебывания.

Коэффициент массопередачи  $K_y = 0,4$  кмоль ацетона / (м<sup>2</sup>·ч × кмоль ацетона / кмоль воздуха). Коэффициент смоченности насадки принять равным единице.

Решение. Количество поглощаемого ацетона:

$$M = \frac{V_{г.г} y_{II} c_{II}}{(1 - y_{II}) 22,4} = \frac{1400 \cdot 0,06 \cdot 0,98}{0,94 \cdot 22,4} = 3,9 \text{ кмоль/ч,}$$

где  $c_{II} = 0,98$  — степень поглощения.

Начальная концентрация ацетона в воде, подаваемой на верх скруббера,  $X_v = 0$ .

Конечная концентрация ацетона в воде, вытекающей внизу из скруббера:

$$X_{II} = \frac{M_v}{L/M_v} = \frac{3,9}{3000/18} = 0,0234 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воды}}.$$

Начальная концентрация ацетона в воздухе внизу при входе в скруббер:

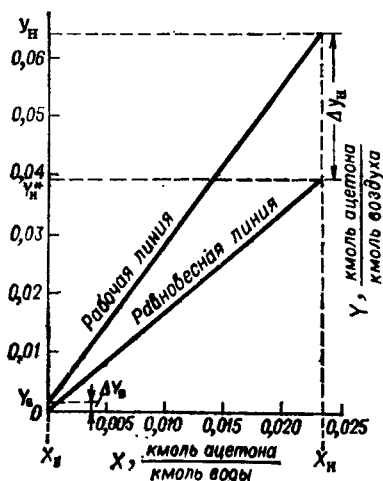
$$Y_v = \frac{y_{II}}{1 - y_{II}} = \frac{0,06}{0,94} = 0,0639 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}.$$

Конечная концентрация ацетона в воздухе, выходящем из скруббера:

$$Y_v = \frac{y_{II} (1 - c_{II})}{1 - y_{II}} = \frac{0,06 \cdot 0,02}{0,94} = 0,00128 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}.$$

По этим точкам на диаграмме  $Y-X$  (рис. 6.5) нанесена рабочая линия; ниже проведена равновесная линия по уравнению  $Y^* = 1,68X$ .

Рис. 6.5 (к примеру 6.8).



Находим движущую силу абсорбции в низу скруббера:

$$\Delta Y_{\text{н}} = Y_{\text{н}} - Y_{\text{н}}^* = 0,0639 - 0,0393 = 0,0246 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}.$$

Значение  $Y_{\text{н}}^*$  находим по уравнению равновесной линии для  $X_{\text{н}}$ , соответствующего низу скруббера:

$$Y_{\text{н}}^* = 1,68X_{\text{н}} = 1,68 \cdot 0,0234 = 0,0393 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}.$$

Движущая сила абсорбции на верху скруббера:

$$\Delta Y_{\text{в}} = Y_{\text{в}} - Y_{\text{в}}^* = 0,00128 - 0 = 0,00128 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}.$$

Средняя движущая сила:

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{\Delta Y_{\text{н}} - \Delta Y_{\text{в}}}{2,3 \lg \frac{\Delta Y_{\text{н}}}{\Delta Y_{\text{в}}}} = \frac{0,0246 - 0,00128}{2,3 \lg \frac{0,0246}{0,00128}} = 0,0079 \frac{\text{кмоль ацетона}}{\text{кмоль воздуха}}.$$

Требуемую поверхность массопередачи находим по уравнению:

$$F = \frac{M}{K_y \Delta Y_{\text{ср}}} = \frac{3,9}{0,4 \cdot 0,0079} = 1230 \text{ м}^2.$$

Объем слоя керамических колец, необходимый для создания найденной поверхности, при  $\psi = 1$  [см. уравнение (6.38)]:

$$V = H_{\text{н}} S = F / \sigma = 1230 / 204 = 6 \text{ м}^3,$$

где  $\sigma = 204 \text{ м}^2/\text{м}^3$  — удельная поверхность насадки (табл. XVII).

Определим сечение скруббера.

По уравнению (6.36) вычисляем фиктивную скорость газа в точке инверсии, пренебрегая небольшим содержанием ацетона в жидкости и газе.

Значения входящих в уравнение величин:

$$L = 3000 \text{ кг/ч}; \rho_{\text{г}} = \rho_0 \frac{T_0}{T} = 1,293 \frac{273}{293} = 1,2 \text{ кг/м}^3;$$

$$G = 1400 \cdot 1,293 = 1810 \text{ кг/ч}; \rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3;$$

$$L/G = 3000/1810 = 1,66; \rho_{\text{г}}/\rho_{\text{ж}} = 1,2/1000 = 0,0012;$$

$$\mu_{\text{ж}} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}; V_{\text{св}} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ (табл. XVII)}.$$

Подставляем эти значения в формулу (6.36):

$$\lg \left( \frac{\omega_3^2 \cdot 204 \cdot 0,0012}{9,81 \cdot 0,74^3} 1^{0,16} \right) = 0,022 - 1,75 \cdot 1,66^{0,25} \cdot 0,0012^{0,125}$$

или

$$\lg 0,0616\omega_3^2 = -0,825,$$

откуда  $\omega_{\text{в}} = 1,56 \text{ м/с}$ .

По условию берем рабочую фиктивную скорость газа  $w$  на 25% меньше:

$$w = 0,75w_a = 0,75 \cdot 1,56 = 1,17 \text{ м/с.}$$

Площадь поперечного сечения скруббера:

$$S = \frac{G}{3600w_{\rho r}} = \frac{1810}{3600 \cdot 1,17 \cdot 1,2} = 0,358 \text{ м}^2.$$

Отсюда диаметр скруббера:

$$D = \sqrt{0,358/0,785} = 0,675 \text{ м.}$$

Требуемая высота насадки:

$$H_H = V/S = 6/0,358 = 16,8 \text{ м.}$$

**Пример 6.9.** Определить коэффициент массопередачи в водяном скруббере при поглощении из газа диоксида углерода по следующим данным. В скруббер поступает 5000 м<sup>3</sup>/ч газовой смеси, считая при атмосферном давлении и при рабочей температуре. На скруббер подается 650 м<sup>3</sup>/ч чистой воды. Начальное содержание диоксида углерода в газе 28,4% (об.), конечное (в веру скруббера) 0,2% (об.). Давление в скруббере  $p_{абс} = 16,5$  кгс/см<sup>2</sup>. Температура 15 °С. В нижнюю часть скруббера загружено 3 т керамических колец 50×50×5 мм. Выше загружено 17 т колец 35×35×4 мм. Коэффициент смоченности считать равным единице.

**Решение.** Вычислим суммарную поверхность всех колец. Поверхность колец 50×50×5 мм:

$$f_1 = \frac{G_1}{\rho_1} \sigma_1 = \frac{3000}{530} 87,5 = 495 \text{ м}^2,$$

где  $\rho_1 = 530$  кг/м<sup>3</sup> — насыпная плотность насадки из колец 50×50×5 мм;  $\sigma_1 = 87,5$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup> — удельная поверхность насадки (табл. XVII).

Аналогично вычисляем поверхность колец 35×35×4 мм:

$$f_2 = \frac{G_2}{\rho_2} \sigma_2 = \frac{17000}{505} 140 = 4717 \text{ м}^2.$$

Суммарная поверхность всех колец:

$$F = f_1 + f_2 = 495 + 4717 = 5212 \text{ м}^2.$$

Определим количество диоксида углерода, поглощенного водой. Начальное количество диоксида углерода в газе (в низу скруббера):

$$V_{\text{HCO}_2} = V_{\text{HCO}_2} y_H = 5000 \cdot 0,284 = 1420 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Количество диоксида углерода в выходящем газе (в веру скруббера):

$$V_{\text{HCO}_2} = V_{\text{HCO}_2} y_B = \frac{V_{\text{HCO}_2} - V_{\text{HCO}_2}}{1 - y_B} y_B = \frac{5000 - 1420}{1 - 0,002} 0,002 = 7,2 \text{ м}^3/\text{ч.}$$



Поглощается водой:

$$V_{\text{погл}} = V_{\text{HCO}_3} - V_{\text{HCO}_2} = 1420 - 7,2 = 1412,8 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (\rho = 1 \text{ кг}/\text{см}^3, \\ \text{или } \sim 0,1 \text{ МПа, и } t = 15^\circ \text{C})$$

или

$$G_{\text{погл}} = \frac{V_{\text{погл}} T_0}{T} \rho_0 = \frac{1412,8 \cdot 273}{273 + 15} 1,976 = 2630 \text{ кг}/\text{ч},$$

г. е.  $2630/44 = 60$  кмоль/ч.

Здесь  $1,976 \text{ кг}/\text{м}^3$  — плотность  $\text{CO}_2$  при нормальных условиях;  $44 \text{ кг}/\text{кмоль}$  — молярная масса  $\text{CO}_2$ .

Находим движущую силу процесса абсорбции в низу скруббера.

Парциальное давление диоксида углерода на входе в скруббер:

$$p_{\text{H}} = p y_{\text{H}} = 0,284 \cdot 1620 = 460 \text{ кПа},$$

где  $1620 = 16,5 \cdot 98,1 \text{ кПа}$  — общее давление в скруббере.

Молярная доля  $\text{CO}_2$  в воде, вытекающей из скруббера:

$$x_{\text{H}} = \frac{G_{\text{CO}_2}/M_{\text{CO}_2}}{\frac{G_{\text{CO}_2}}{M_{\text{CO}_2}} + \frac{G_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{H}_2\text{O}}}} = \frac{2630/44}{\frac{2630}{44} + \frac{650\,000}{18}} = 0,00166.$$

Коэффициент Генри  $E$  для диоксида при  $15^\circ \text{C}$  равен  $0,93 \times 10^6 \text{ мм рт. ст. (табл. XLI)}$ , или  $0,124 \cdot 10^6 \text{ кПа}$ ; отсюда парциальное давление диоксида углерода в газе, равновесном с жидкостью, вытекающей из скруббера [уравнение (6.2)]:

$$p_{\text{H}}^* = E x_{\text{H}} = 0,00166 \cdot 0,124 \cdot 10^6 = 206 \text{ кПа}.$$

Движущая сила процесса абсорбции в низу скруббера:

$$\Delta p_{\text{H}} = p_{\text{H}} - p_{\text{H}}^* = 460 - 206 = 254 \text{ кПа}.$$

Определяем движущую силу процесса абсорбции на верху скруббера.

Парциальное давление диоксида углерода в газе, выходящем вверх из скруббера:

$$p_{\text{B}} = p y_{\text{B}} = 1620 \cdot 0,002 = 3,24 \text{ кПа}.$$

Так как вода на орошение скруббера подается чистая, то парциальное давление диоксида углерода в равновесном с водой газе равно нулю; отсюда движущая сила процесса абсорбции на верху скруббера:

$$\Delta p_{\text{B}} = p_{\text{B}} - p_{\text{B}}^* = 3,24 - 0 = 3,24 \text{ кПа}.$$

Средняя движущая сила для всего процесса:

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{254 - 3,24}{2,3 \lg(254/3,24)} = 57,4 \text{ кПа}.$$

Таблица 6.4

$X$ , кмоль аммиака кмоль воды	$Y^*$ , кмоль аммиака кмоль инертного газа	$X$ , кмоль аммиака кмоль воды	$Y^*$ , кмоль аммиака кмоль инертного газа
0	0	0,015	0,0183
0,005	0,0045	0,020	0,0273
0,010	0,0102	0,023	0,0327
0,0125	0,0138		

Коэффициент массопередачи:

$$K_{\Delta p} = \frac{M}{F \Delta p_{\text{ср}}} = \frac{2630}{5212 \cdot 57,4} = 0,0088 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кПа}}.$$

Если коэффициент массопередачи отнести к разности давлений  $\Delta p$ , выраженной в мм рт. ст., то получим следующее его значение:

$$K_{\Delta p} = \frac{2630}{5212 (57,4/0,133)} = 0,0012 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}}$$

**Пример 6.10.** В скруббере аммиак поглощается водой из газа под атмосферным давлением. Начальное содержание аммиака в газе 0,03 кмоль/кмоль инертного газа. Степень извлечения равна 90%. Вода, выходящая из скруббера, содержит аммиака 0,02 кмоль/кмоль воды. Путем отвода теплоты в скруббере поддерживается постоянная температура.

Данные о равновесных концентрациях аммиака в жидкости и газе при температуре поглощения приведены в табл. 6.4.

Определить требуемое число единиц переноса  $n_{0y}$ : 1) графическим построением; 2) методом графического интегрирования.

**Решение.** 1) По данным табл. 6.4 на рис. 6.6 построена равновесная линия  $AB$ . На этом же графике нанесена рабочая линия  $CD$ . Она проходит через точку  $C$  с координатами  $X_v = 0$ ,  $Y_v = 0,03$  ( $1 - 0,9$ ) = 0,003 (верх скруббера) и точку  $D$  с координатами  $X_n = 0,02$ ,  $Y_n = 0,03$  (низ скруббера).

Число единиц переноса  $n_{0y}$  находим следующим путем. Отрезки ординат между рабочей и равновесной линиями разделены пополам; через середины их проведена вспомогательная пунктирная линия. Затем, начиная от точки  $C$ , построение выполнено таким образом, что для каждой ступени  $ab = bc$ . Каждая из полученных ступеней представляет собой единицу переноса, т. е. каждой ступени соответствует такой участок аппарата, на котором изменение рабочей концентрации ( $Y_1 - Y_2$ ) равно средней движущей силе на этом участке  $(Y - Y^*)_{\text{ср}}$ .

Всего получено 5,82 ступени (последняя неполная ступень равна отношению отрезков  $Dd/ef = 0,82$ ):

$$n_{0y} = 5,82.$$

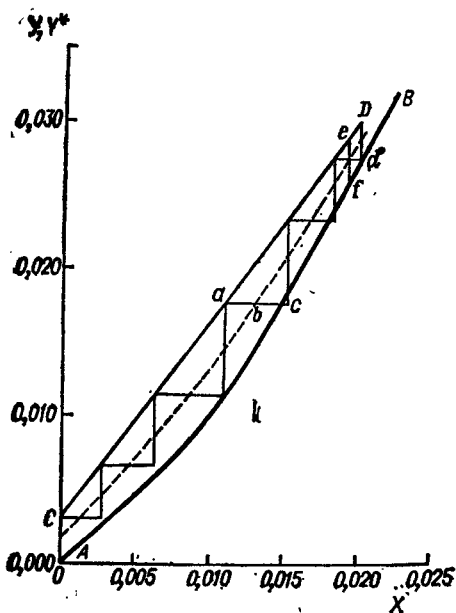


Рис. 6.6 (к примеру 6.10).

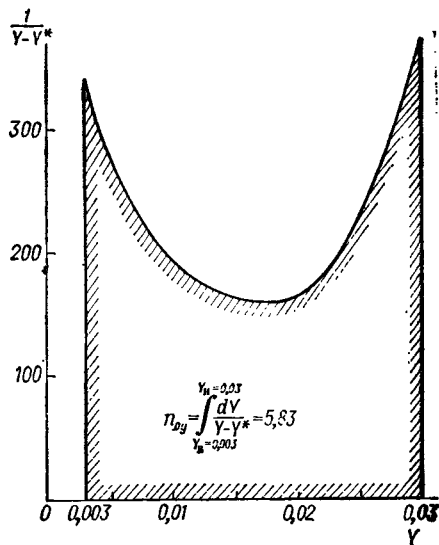


Рис. 6.7. Определение числа единиц переноса методом графического интегрирования (к примеру 6.10).

Как следует из графика, на нижнем участке кривой равновесия, где ее наклон меньше наклона рабочей линии, единица переноса меньше степени изменения концентрации; на верхнем участке равновесной линии, где ее наклон больше наклона рабочей линии, наблюдается обратная картина.

2) Для определения числа единиц переноса методом графического интегрирования по данным табл. 6.4 и рис. 6.6 составляем табл. 6.5.

По данным последней таблицы строим график  $1/(Y - Y^*) = f(Y)$  — рис. 6.7. Подсчитываем на этом графике отмеченную штриховкой площадь (например, методом трапеций) (см. пример

Таблица 6.5

$X$	$Y$	$Y^*$	$Y - Y^*$	$\frac{1}{Y - Y^*}$
0	0,003	0	0,003	333
0,005	0,0097	0,0045	0,0052	193
0,010	0,0165	0,0102	0,0063	159
0,0125	0,0200	0,0138	0,0062	161
0,015	0,0234	0,0183	0,0051	196
0,020	0,0300	0,0273	0,0027	371

4.26). Величина этой площади (5,83) дает значение интеграла

$$\int_{Y_B=0,003}^{Y_B=0,03} \frac{dY}{Y-Y^*}, \text{ т. е. число единиц переноса } n_{0Y}.$$

**Пример 6.11.** Определить теоретически минимальный расход жидкого поглотителя с мольной массой 224 кг/кмоль, необходимый для полного извлечения пропана и бутана из 1000 м<sup>3</sup>/ч (считая при нормальных условиях) газовой смеси. Содержание пропана в газе 15% (об.), бутана 10% (об.). Температура в абсорбере 30 °С, абсолютное давление 3 кгс/см<sup>2</sup> (294 кПа). Растворимости бутана и пропана в поглотителе характеризуются законом Рауля.

**Решение.** Максимальная концентрация (мольная доля) пропана в поглотителе, вытекающем из скруббера (равновесная с входящим газом), определяется по уравнению (6.8):

$$x_{п}^* = \frac{P}{P_{п}} y_{п} = \frac{294}{981} 0,15 = 0,045,$$

где  $P_{п} = 981$  кПа (10 кгс/см<sup>2</sup>) — давление насыщенного пара пропана при 30 °С.

Количество содержащегося в газовой смеси пропана, которое требуется поглощать:

$$G_{п} = Vy_{п}/22,4 = 1000 \cdot 0,15/22,4 = 6,7 \text{ кмоль/ч.}$$

Минимальный расход поглотителя для поглощения пропана определяется из уравнения:

$$\frac{L_{\text{мин}} x_{п}^*}{1 - x_{п}^*} = G_{п},$$

откуда

$$L_{\text{мин}} = \frac{G_{п}(1 - x_{п}^*)}{x_{п}^*} = \frac{6,7 \cdot 0,955}{0,045} = 142 \text{ кмоль/ч,}$$

или  $142 \cdot 224 = 31\,800$  кг/ч.

Наибольшая возможная концентрация бутана в поглотителе, вытекающем внизу из скруббера:

$$x_{б}^* = \frac{P}{P_{б}} y_{б} = \frac{294}{265} 0,1 = 0,11,$$

где  $P_{б} = 265$  кПа (2,7 кгс/см<sup>2</sup>) — давление насыщенного пара бутана при 30 °С.

Количество поглощаемого бутана:

$$G_{б} = Vy_{б}/22,4 = 1000 \cdot 0,1/22,4 = 4,47 \text{ кмоль/ч.}$$

Минимальный расход поглотителя для поглощения бутана:

$$L_{\text{мин}} = G_{б}(1 - x_{б}^*)/x_{б}^* = 4,47 \cdot 0,89/0,11 = 36,1 \text{ кмоль/ч.}$$

Минимальный расход поглотителя для полного поглощения бутана значительно меньше, чем для поглощения пропана, следо-

вательно, найденным выше количеством поглотителя (142 кмоль/ч) бутан будет полностью уловлен.

**Пример 6.12.** Определить коэффициент массоотдачи для газовой фазы в насадочном абсорбере, в котором производится поглощение диоксида серы из инертного газа (азота) под атмосферным давлением. Температура в абсорбере 20 °С, он работает в пленочном режиме. Скорость газа в абсорбере (фиктивная) 0,35 м/с. Абсорбер заполнен кусками кокса ( $\sigma = 42 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ,  $V_{\text{св}} = 0,58 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ).

**Решение.** По уравнению (6.45):

$$Nu'_r = 0,407 Re_r^{0,655} (Pr'_r)^{0,33},$$

где

$$Re_r = \frac{4\omega r_r}{\sigma \mu_r} = \frac{4 \cdot 0,35 \cdot 1,16}{42 \cdot 0,0175 \cdot 10^{-3}} = 2210;$$

$$r_r = \frac{28 \cdot 273}{22,4 \cdot 293} = 1,16 \text{ кг/м}^3; \mu_r = 0,175 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с (рнс. VI)}.$$

Коэффициент диффузии  $D_p$  принимаем такой же, как в воздухе. Имейм:

$$D_r = 10,3 \cdot 10^{-6} (293/273)^{1,5} = 11,45 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с (табл. XLII)};$$

$$Pr'_r = \frac{\mu_r}{\rho_r D_r} = \frac{0,0175 \cdot 10^{-3}}{1,16 \cdot 11,45 \cdot 10^{-6}} = 1,32.$$

Диффузионный критерий Нуссельта:

$$Nu'_r = \beta_r d_p / D_p = 0,407 \cdot 2210^{0,655} \cdot 1,32^{0,33} = 69.$$

Эквивалентный диаметр:

$$d_p = 4V_{\text{св}}/\sigma = 4 \cdot 0,58/42 = 0,055 \text{ м}.$$

Коэффициент массоотдачи:

$$\beta_r = Nu'_r D_p / d_p = 69 \cdot 11,45 \cdot 10^{-6} / 0,055 = 144 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

**Пример 6.13.** Из критериального уравнения (6.45) вывести расчетную формулу для определения высоты единицы переноса по газовой фазе.

**Решение.** Из уравнения (6.12)

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x},$$

в котором  $K_y$ ,  $\beta_y$ , и  $\beta_x$  выражены в кмоль/(м<sup>2</sup>·с), получаем

$$\frac{G}{K_y S \sigma} = \frac{G}{\beta_y S \sigma} + \frac{mG}{L} \frac{L}{\beta_x S \sigma}$$

или в соответствии с уравнением (6.43) при  $\psi = 1$

$$h_{0y} = h_y + \frac{mG}{L} h_x.$$

Здесь  $G$  и  $L$  — мольные расходы газа и жидкости, кмоль/с;  $S$  — поперечное сечение абсорбера,  $m^2$ ;  $\sigma$  — удельная поверхность насадки,  $m^2/m^3$ ;  $h_y = G/(\beta_y S \sigma)$  — высота единицы переноса для газовой фазы, м;  $h_x = L/(\beta_x S \sigma)$  — то же для жидкой фазы, м.

В критериальном уравнении (6.45)

$$Nu'_r = 0,407 Re_r^{0,65} (Pr'_r)^{0,33},$$

где  $Nu'_r = \frac{\beta_r d_a}{D_r}$ , коэффициент массоотдачи  $\beta_r$  выражен в  $\frac{\text{кмоль}}{m^2 \cdot c} \frac{\text{кмоль}}{m^3} = m/c$ .

Соотношение между  $\beta_y$  и  $\beta_x$  находим из уравнения:

$$\beta_y \Delta y = \beta_x \Delta C_y,$$

откуда

$$\beta_y = \beta_x \frac{\Delta C_y}{\Delta y} = \beta_x \frac{\rho_r}{M_{cm}} \quad (\text{см. табл. 6.2}).$$

Тогда

$$h_y = \frac{G}{\beta_y S \sigma} = \frac{GM_{cm}}{\beta_r \rho_r S \sigma} = \frac{w}{\beta_r \sigma} \quad \text{и} \quad \beta_r = \frac{w}{h_y \sigma},$$

где  $w = \frac{GM_{cm}}{\rho_r S}$  — фнктивная скорость, м/с.

Подставляя найденное значение  $\beta_r$  в выражение для диффузионного критерия Нуссельта, получаем:

$$Nu'_r = \frac{w d_a \mu_r \rho_r}{h_y \sigma D_r \mu_r \rho_r} = \frac{w \rho_r}{\sigma \mu_r} \frac{\mu_r}{D_r \rho_r} \frac{d_a}{h_y} = \frac{Re_r Pr'_r d_a}{4 h_y}$$

и из уравнения (6.45):

$$h_y = 0,615 d_a Re_r^{0,345} (Pr'_r)^{0,67}.$$

**Пример 6.14.** В скруббере с насадкой из керамических колец  $50 \times 50 \times 5$  мм (навалом) производится поглощение диоксида углерода водой из газа под давлением  $p_{абс} = 16 \text{ кгс/см}^2$  ( $1,57 \text{ МПа}$ ) при температуре  $22^\circ \text{C}$ . Средняя мольная масса  $20,3 \text{ кг/кмоль}$ , динамический коэффициент вязкости газа при рабочих условиях  $1,31 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$ , коэффициент диффузии  $\text{CO}_2$  в инертной части газа  $1,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ . Средняя фнктивная скорость газа в скруббере  $0,041 \text{ м/с}$ , плотность орошения (фнктивная скорость жидкости)  $0,064 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ . Определить общую высоту единицы переноса  $h_{0y}$ , принимая коэффициент смоченности насадки  $\psi$  равным единице.

**Решение.** Общая высота единицы переноса (см. предыдущий пример):

$$h_{0y} = h_y + \frac{mG}{L} h_x.$$

Находим  $h_y$  — высоту единицы переноса для газовой фазы:

$$h_y = 0,615 d_a Re_r^{0,345} (Pr'_r)^{0,67}.$$

Характеристики насадки  $V_{св} = 0,785 \text{ м}^3/\text{м}^3$  и  $\sigma = 87,5 \text{ м}^2/\text{м}^3$  берем из табл. XVII. Таким образом,

$$d_{\sigma} = \frac{4V_{св}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,785}{87,5} = 0,0359 \text{ м};$$

$$Re_r = \frac{4w\rho_r}{\sigma\mu_r} = \frac{4 \cdot 0,041 \cdot 13,4}{87,5 \cdot 1,31 \cdot 10^{-2}} = 1920.$$

Здесь

$$\rho_r = \frac{M_r \Pi T_0}{22,4 \Pi_0 T} = \frac{20,3 \cdot 16 \cdot 273}{22,4 \cdot 295} = 13,4 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_r' = \frac{\mu_r}{\rho_r D_r} = \frac{1,31 \cdot 10^{-5}}{13,4 \cdot 1,7 \cdot 10^{-6}} = 0,575.$$

Высота единицы переноса для газовой фазы:

$$h_y = 0,615 \cdot 0,0359 \cdot 1920^{0,345} \cdot 0,575^{0,67} = 0,205 \text{ м}.$$

Находим  $h_x$  — высоту единицы переноса для жидкой фазы по формуле

$$h_x = 119 \delta_{цр} Re_{ж}^{0,25} (\rho_r')^{0,5},$$

полученной из уравнения (6.46) так же, как в предыдущем примере из уравнений (6.45) получено выражение для  $h_y$ .

Значения физико-химических свойств для воды при  $22^\circ\text{C}$ :  $\rho_{ж} = 1000 \text{ кг/м}^3$ ;  $\mu_{ж} = 0,958 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  (из табл. VI);  $D_{ж} = 1,87 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$  (табл. XLIII).

Приведенная толщина жидкой пленки:

$$\delta_{цр} = \left( \frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 g} \right)^{1/3} = \left( \frac{0,958^2 \cdot 10^{-6}}{10^6 \cdot 9,81} \right)^{1/3} = 4,55 \cdot 10^{-5} \text{ м}.$$

По условию плотность орошения:

$$\frac{L_m}{S\rho_{ж}} = 0,064 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

где  $L_m$  — массовый расход жидкости, кг/с.

Массовая плотность орошения:

$$L_m/S = 0,064\rho_{ж} = 64 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

По уравнению (6.50):

$$Re_{ж} = \frac{4L_m}{S\sigma\psi\mu_{ж}} = \frac{4 \cdot 64}{87,5 \cdot 0,958 \cdot 10^{-3}} = 3060;$$

$$\rho_r' = \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_{ж}} = \frac{0,958 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 1,87 \cdot 10^{-9}} = 512.$$

Высота единицы переноса для жидкой фазы:

$$h_x = 119 \cdot 4,55 \cdot 10^{-5} \cdot 3060^{0,25} \cdot 512^{0,5} = 0,91 \text{ м}.$$

Находим отношение мольных расходов газа и жидкости  $G/L$ .  
Из уравнения расхода для газа  $w = GM_{\text{г}}/(\rho_{\text{г}}S)$  получаем:

$$G/S = w_{\text{г}}/M_{\text{г}} = 0,041 \cdot 13,4/20,3 = 0,0271 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Для жидкости:

$$\frac{L}{S} = \frac{L_{\text{м}}}{SM_{\text{ж}}} = \frac{64}{18} = 3,56 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Отсюда

$$G/L = 0,0271/3,56 = 0,00761.$$

Коэффициент распределения  $m$  в уравнении (6.12):

$$m = \frac{E}{\Pi} = \frac{1,144 \cdot 10^6}{16 \cdot 735} = 97,3 \text{ — см. уравнение (6.3),}$$

где коэффициент Генри  $E = 1,144 \cdot 10^6$  мм рт. ст. (при 22 °С) получен интерполяцией данных табл. ХLI.

Общая высота единицы переноса:

$$h_{0y} = h_y + \frac{mG}{L} h_x = 0,205 + 97,3 \cdot 0,00761 \cdot 0,91 = 0,205 + 0,675 = 0,88 \text{ м.}$$

**Пример 6.15.** По данным примера 6.8 определить число единиц переноса в абсорбере с учетом обратного (продольного) перемешивания.

**Решение.** Число единиц переноса для условий идеального вытеснения, т. е. без учета обратного перемешивания, составляет:

$$n_{0y} = (Y_{\text{н}} - Y_{\text{в}})/\Delta Y_{\text{ср}} = (0,0639 - 0,00128)/0,0079 = 7,93.$$

Искомое число единиц переноса с учетом обратного перемешивания  $n'_{0y}$  находим из уравнения

$$\frac{1}{n'_{0y}} = \frac{1}{n_{0y}} - \frac{1}{n_{\text{обр}}},$$

в котором поправка на обратное перемешивание  $n_{\text{обр}}$  равняется:

$$n_{\text{обр}} = \frac{A \ln A}{A - 1} \Phi + \text{Re}'_{\text{пр}},$$

$$\text{где } A = \frac{L}{mG}; \quad \Phi = 1 - \frac{0,05}{(\text{Re}'_{\text{пр}})^{0,25}} \left( \frac{A}{n'_{0y}} \right)^{0,5}.$$

Значение критерия  $\text{Re}'_{\text{пр}}$  вычисляют по уравнению:

$$\frac{1}{\text{Re}'_{\text{пр}}} = \frac{1}{A f_{\text{г}} \text{Re}'_{\text{м. г}}} + \frac{1}{f_{\text{ж}} \text{Re}'_{\text{м. ж}}}.$$

$$\text{Здесь } f_{\text{г}} = \frac{n'_{0y} + 6,8A^{0,5}}{n'_{0y} + 6,8A^{1,5}}; \quad f_{\text{ж}} = \frac{n'_{0y} + 6,7A^{0,5}}{n'_{0y} + 6,8A^{-0,5}}; \quad \text{Re}'_{\text{м. г}} = \frac{w_{\text{г}}H}{E_{\text{г}}},$$

$\text{Re}'_{\text{м. ж}} = w_{\text{ж}}H/E_{\text{ж}}$  — модифицированные критерии Пекле для газа и жидкости;  $w_{\text{г}}, w_{\text{ж}}$  — скорости потоков газа и жидкости, м/с;  $E_{\text{г}}, E_{\text{ж}}$  — соответствующие коэффициенты обратного перемешивания, м<sup>2</sup>/с;  $H$  — рабочая длина аппарата — высота слоя насадки, м.



По данным примера 6.8 находим:

$$\frac{L'}{G'} = \frac{Y_{\text{н}} - Y_{\text{в}}}{X_{\text{н}} - X_{\text{в}}} = \frac{0.0639 - 0.00128}{0.0234 - 0} = 2.67,$$

$$m = \frac{dY^*}{dX} = 1.68; \quad A = \frac{L'}{mG'} = \frac{2.67}{1.68} = 1.59.$$

Примем предварительно  $n'_{0y} = 9$ . Тогда

$$f_{\Gamma} = \frac{9 + 6,8 \cdot 1,59^{0,5}}{9 + 6,8 \cdot 1,59^{1,5}} = 0,78; \quad f_{\text{ж}} = \frac{9 + 6,8 \cdot 1,59^{0,5}}{9 + 6,8 \cdot 1,59^{-0,5}} = 1,22.$$

Для определения скоростей газа и жидкости ( $w_{\Gamma}$  и  $w_{\text{ж}}$ ) необходимо найти доли поперечного сечения абсорбера, занимаемые каждым потоком в отдельности. Долю объема насадки  $\delta$ , занятую жидкостью, рассчитаем по уравнению [6.3]:

$$\delta = 4,83 \cdot 10^{-4} \Gamma^{0,435} / d_{\text{э}}^{0,24},$$

в котором

$$\Gamma = \frac{L_{\text{с}}}{S\sigma} = \frac{3000}{3600 \cdot 0,358 \cdot 204} = 0,0114 \text{ кг/(с} \cdot \text{м)};$$

$$d_{\text{э}} = 4V_{\text{св}}/\sigma = 4 \cdot 0,74/204 = 0,0145 \text{ м}.$$

Подставляя эти значения, находим:

$$\delta = 4,83 \cdot 10^{-4} \cdot 204 \cdot 0,0114^{0,435} / 0,0145^{0,24} = 0,039.$$

Скорость течения жидкости в слое насадки:

$$w_{\text{ж}} = \frac{L_{\text{с}}}{\rho_{\text{ж}} S \delta} = \frac{3000}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,358 \cdot 0,039} = 0,06 \text{ м/с}.$$

Скорость газа:

$$w_{\Gamma} = \frac{G_{\text{с}}}{\rho_{\Gamma} S (V_{\text{св}} - \delta)} = \frac{1810}{3600 \cdot 1,2 \cdot 0,358 (0,74 - 0,039)} = 1,67 \text{ м/с}.$$

Величины коэффициентов обратного перемешивания  $E_{\text{ж}}$  и  $E_{\Gamma}$  находят опытным путем — см. пример 1.37. Для ориентировочного их определения в насадочном абсорбере воспользуемся критериальными уравнениями.

Для жидкой фазы:

$$w_{\text{ж}} d_{\text{н}} / E_{\text{ж}} = 7,58 \cdot 10^{-3} \text{ Re}_{\text{ж}}^{0,703}.$$

Для газовой фазы:

$$w_{\Gamma} d_{\text{н}} / E_{\Gamma} = 2,4 \text{ Re}_{\Gamma}^{-0,2} \cdot 10^{-0,002 \text{ Re}_{\text{ж}}}.$$

В этих уравнениях:

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{d_{\text{н}} L_{\text{с}}}{S \mu_{\text{ж}}}; \quad \text{Re}_{\Gamma} = \frac{d_{\text{н}} G_{\text{с}}}{S \mu_{\Gamma}},$$

где  $d_{\text{н}}$  — номинальный размер элементов насадки, м.

В нашем случае:

$$Re_{ж} = \frac{0,025 \cdot 3000}{3600 \cdot 0,358 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 58;$$

$$Re_{г} = \frac{0,025 \cdot 1810}{3600 \cdot 0,358 \cdot 0,0182 \cdot 10^{-3}} = 1930.$$

Для жидкой фазы:

$$\omega_{ж} d_H / E_{ж} = 7,58 \cdot 10^{-3} \cdot 58^{0,703} = 130 \cdot 10^{-3}.$$

Коэффициент обратного перемешивания в жидкой фазе:

$$E_{ж} = \omega_{ж} d_H / 0,13 = 0,06 \cdot 0,025 / 0,13 = 0,0116 \text{ м}^2/\text{с};$$

$$Pe'_{м. ж} = \omega_{ж} H / E_{ж} = 0,06 \cdot 16,8 / 0,0116 = 87.$$

Для газовой фазы:

$$\frac{\omega_{г} d_H}{E_{г}} = \frac{2,4}{Re_{г}^{0,2} \cdot 10^{0,002 Re_{ж}}} = \frac{2,4}{1930^{0,2} \cdot 10^{0,002 \cdot 58}} = 0,403.$$

Коэффициент обратного перемешивания в газовой фазе:

$$E_{г} = \omega_{г} d_H / 0,403 = 1,67 \cdot 0,025 / 0,403 = 0,104 \text{ м}^2/\text{с};$$

$$Pe'_{м. г} = \omega_{г} H / E_{г} = 1,67 \cdot 16,8 / 0,104 = 270.$$

Приведенный критерий Пекле:

$$Pe'_{пр} = \left( \frac{1}{Af_{г} Pe'_{м. г}} + \frac{1}{f_{ж} Pe'_{м. ж}} \right)^{-1} =$$

$$= \left( \frac{1}{1,59 \cdot 0,78 \cdot 270} + \frac{1}{1,22 \cdot 87} \right)^{-1} = 80,5;$$

$$\Phi = 1 - \frac{0,05}{(Pe'_{пр})^{0,25}} \left( \frac{A}{n'_{0y}} \right)^{0,5} = 1 - \frac{0,05}{80,5^{0,25}} \left( \frac{1,59}{9} \right)^{0,5} = 1 - 0,007 = 0,993.$$

Поправки на обратное перемешивание:

$$n_{офр} = \frac{A \cdot 2,3 \lg A}{A - 1} \Phi - Pe'_{пр} = \frac{1,59 \cdot 2,3 \lg 1,59}{0,59} \cdot 0,993 + 80,5 = 81,7.$$

Число единиц переноса с учетом обратного перемешивания:

$$n'_{0y} = \left( \frac{1}{n_{0y}} - \frac{1}{n_{обп}} \right)^{-1} = \left( \frac{1}{7,93} - \frac{1}{81,7} \right)^{-1} = 8,8,$$

что близко к значению  $n'_{0y} = 9$ , принятому в начале расчета.

## КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

6.1. Смешаны два равных объема бензола и нитробензола. Считая, что объем жидкой смеси равен сумме объемов компонентов, определить плотность смеси, относительную массовую кон-

центрацию  $\bar{X}$  нитробензола и его объемную мольную концентрацию  $C_x$ .

6.2. Состав жидкой смеси: хлороформа 20%, ацетона 40%, сероуглерода 40%. Проценты мольные. Определить плотность смеси, считая, что изменения объема при смешении не происходит.

6.3. Воздух насыщен паром этилового спирта. Общее давление воздушно-паровой смеси 600 мм рт. ст., температура 60 °С. Принимая оба компонента смеси за идеальные газы, определить относительную массовую концентрацию  $\bar{Y}$  этилового спирта в смеси и плотность смеси.

6.4. Газ состава: водород 26%, метан 60%, этилен 14% (проценты мольные) имеет давление  $p_{\text{абс}} = 30$  кгс/см<sup>2</sup> и температуру 20 °С. Считая компоненты смеси идеальными газами, определить их объемные массовые концентрации  $\bar{C}_y$  (в кг/м<sup>3</sup>).

6.5. Показать, что в формуле

$$y = \frac{C_y M_B}{\rho + C_y (M_B - M_A)} \quad (\text{см. табл. 6.2})$$

при любых значениях  $M_B$  и  $M_A$   $y$  не может быть отрицательным.

6.6. В условиях примера 6.3 (а) определить движущую силу процесса массоперехода в начальный момент времени по газовой и по жидкой фазе в объемных концентрациях, мольных и массовых.

6.7. Пар бинарной смеси хлороформ — бензол, содержащий 50% хлороформа и 50% бензола, вступает в контакт с жидкостью, содержащей 44% хлороформа и 56% бензола (проценты мольные). Давление атмосферное. Определить: а) из какой фазы в какую будут переходить хлороформ и бензол; б) движущую силу процесса массоперехода по паровой и по жидкой фазе на входе пара в жидкость (в мол. долях). Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII.

6.8. Смесь воздуха с паром четыреххлористого углерода, сжатая до абсолютного давления 10 кгс/см<sup>2</sup>, охлаждается в трубчатом водяном холодильнике. При 40 °С начинается конденсация четыреххлористого углерода. Определить: а) массовый процент его в воздухе в начальной смеси и б) степень выделения из газовой смеси после охлаждения ее до 27 °С. Давление насыщенного пара четыреххлористого углерода — см. рис. XIV или XXIV.

6.9. Газовая смесь, содержащая 0,8% (об.) октана, сжимается компрессором до  $p_{\text{абс}} = 5$  кгс/см<sup>2</sup> и затем охлаждается до 25 °С. Определить степень выделения октана. Как изменится степень выделения, если охладить сжатую газовую смесь холодильным рассолом до 0 °С? Давление насыщенного пара октана — см. рис. XIV, точка 31.

6.10. Рассчитать коэффициенты молекулярной диффузии под атмосферным давлением: а) пара бензола в паре толуола при температуре 100 °С; б) пара этилового спирта в водяном паре при температуре 92 °С.

6.11. Определить коэффициент массопередачи в орошаемом водой абсорбере, в котором  $\beta_y = 2,76 \cdot 10^{-3}$  кмоль/(м<sup>2</sup>·ч·кПа), а  $\beta_x = 1,17 \cdot 10^{-4}$  м/с. Давление в аппарате  $p_{абс} = 1,07$  кгс/см<sup>2</sup>. Уравнение линии равновесия в мольных долях:  $y^* = 102x$ .

6.12. Определить среднюю движущую силу и общее число единиц переноса  $n_{oy}$  при поглощении из газа паров бензола маслом. Начальная концентрация бензола в газе 4% (об.); улавливается 80% бензола. Концентрация бензола в масле, вытекающем из скруббера, 0,02 кмоль бензола/кмоль чистого масла. Масло, поступающее в скруббер, бензола не содержит. Уравнение равновесной линии в относительных мольных концентрациях:

$$Y^* = 0,126X.$$

Движущую силу выразить в единицах концентрации  $Y$  (кмоль бензола/кмоль инертного газа).

6.13. В скруббере поглощается водой диоксид серы из инертного газа (азота) под атмосферным давлением (760 мм рт. ст.). Начальное содержание диоксида серы в газе 5% (об.). Температура воды 20 °С, ее расход на 20% больше теоретически минимального. Извлекается из газа 90% SO<sub>2</sub>. Определить: 1) расход воды на поглощение 1000 кг/ч сернистого газа; 2) среднюю движущую силу процесса; 3) общее число единиц переноса  $n_{oy}$ . Линия равновесия может быть принята за прямую; координаты двух ее точек: 1) парциальное давление SO<sub>2</sub> в газовой фазе  $p = 39$  мм рт. ст.,  $\bar{X} = 0,007$  кг SO<sub>2</sub>/кг воды; 2)  $p = 26$  мм рт. ст.,  $\bar{X} = 0,005$  кг SO<sub>2</sub>/кг воды.

6.14. В насадочном абсорбере производится поглощение пара метилового спирта водой из газа под атмосферным давлением при средней температуре 27 °С. Содержание метилового спирта в газе, поступающем в скруббер, 100 г на 1 м<sup>3</sup> инертного газа (считая объем газа при рабочих условиях). На выходе из скруббера вода имеет концентрацию 67% от максимально возможной, т. е. от равновесной с входящим газом. Уравнение растворимости метилового спирта в воде в относительных мольных концентрациях:  $Y^* = 1,15X$ . Извлекается водой 98% от исходного количества спирта. Коэффициент массопередачи:  $K_x = 0,5$  кмоль спирта / (м<sup>2</sup>·ч  $\frac{\text{кмоль спирта}}{\text{кмоль воды}}$ ). Расход инертного газа 1200 м<sup>3</sup>/ч (при рабочих условиях). Абсорбер заполнен насадкой из керамических колец с удельной поверхностью 190 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>. Коэффициент смачивания насадки  $\psi = 0,87$ . Фиктивная скорость газа в абсорбере  $w = 0,4$  м/с. Определить расход воды и требуемую высоту слоя насадки.

6.15. В скруббер диаметром 0,5 м подается 550 м<sup>3</sup>/ч (при 760 мм рт. ст. и 20 °С) воздуха, содержащего 2,8% (об.) аммиака, который поглощается водой под атмосферным давлением. Степень извлечения аммиака 0,95. Расход воды на 40% больше теоретически минимального. Определить: 1) расход воды; 2) общее число единиц переноса  $n_{OY}$ ; 3) высоту слоя насадки из керамических колец 50×50×5 мм. Коэффициент массопередачи:  $K_y = 0,001$  кмоль аммиака / (м<sup>2</sup>·с· $\frac{\text{кмоль аммиака}}{\text{кмоль воздуха}}$ ). Данные о равновесных концентрациях жидкости и газа взять из примера 6.10. Коэффициент смоченности насадки  $\psi = 0,9$ .

6.16. Вывести формулу для определения высоты единицы переноса в насадочном абсорбере для жидкой фазы  $h_x$  из критериального уравнения (6.46).

6.17. Воздух с примесью аммиака пропускается через орошаемый водой скруббер, заполненный насадкой из колец с удельной поверхностью 89,5 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>. Свободный объем насадки 0,79 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>. Температура абсорбции 28 °С, абсолютное давление 1 кгс/см<sup>2</sup>. Среднее содержание аммиака в газовой смеси 5,8% (об.). Массовая скорость газа, отнесенная к полному сечению скруббера, 1,1 кг/(м<sup>2</sup>·с). Определить коэффициент массоотдачи для газа, считая, что скруббер работает при пленочном режиме.

6.18. Рассчитать коэффициент массоотдачи от жидкой фазы в насадочном абсорбере, в котором производится поглощение диоксида углерода водой при температуре 20 °С. Плотность орошения 60 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч). Насадка — керамические кольца 35×35×4 мм навалом. Коэффициент смоченности насадки  $\psi = 0,86$ .

6.19. Определить коэффициент массоотдачи для газа в скруббере при поглощении пара бензола из коксового газа по следующим данным: насадка хордовая из реек 12,5×100 мм с расстоянием между рейками  $b = 25$  мм (для такой насадки  $d_0 = 2b = 0,05$  м); скорость газа, считая на полное сечение скруббера, 0,95 м/с; плотность газа 0,5 кг/м<sup>3</sup>; динамический коэффициент вязкости газа 0,013 мПа·с; коэффициент диффузии бензола в газе  $16 \cdot 10^{-6}$  м<sup>2</sup>/с. Режим считать пленочным.

6.20. Определить диаметр и высоту тарельчатого абсорбера для поглощения водой аммиака из воздушно-аммиачной смеси при атмосферном давлении и температуре 20 °С. Начальное содержание аммиака в газовой смеси 7% (об.). Степень извлечения 90%. Расход инертного газа (воздуха) 10 000 м<sup>3</sup>/ч (при рабочих условиях). Линию равновесия считать прямой, ее уравнение в относительных массовых концентрациях:  $\bar{Y}^* = 0,61\bar{X}$ . Скорость газа в абсорбере (фиктивная) 0,8 м/с. Расстояние между тарелками 0,6 м. Средний к. п. д. тарелок 0,62. Коэффициент избытка поглотителя  $\phi = 1,3$ .

6.21. По условиям предыдущей задачи определить: 1) высоту насадочного абсорбера с насадкой из керамических колец 50×

$\times 50 \times 5$  мм, приняв  $h_0$  — высоту слоя насадки, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ), равной 0,85 м; 2) величину коэффициента массопередачи в этом насадочном абсорбере  $K_y$  кг аммиака /  $(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кг аммиака}}{\text{кг воздуха}})$ , считая коэффициент смоченности насадки  $\psi$  равным 0,9.

6.22. По данным контрольных задач 6.20 и 6.21 определить высоту слоя насадки через общее число единиц переноса  $n_{0y}$  и высоту единицы переноса (ВЭП)  $h_{0y}$ .

6.23. Абсорбер для улавливания паров бензола из парогазовой смеси орошается поглотительным маслом с мольной массой 260 кг/кмоль. Среднее давление в абсорбере  $p_{\text{абс}} = 800$  мм рт. ст., температура  $40^\circ\text{C}$ . Расход парогазовой смеси  $3600 \text{ м}^3/\text{ч}$  (при рабочих условиях). Концентрация бензола в газовой смеси на входе в абсорбер 2% (об.) извлекается 95% бензола. Содержание бензола в поглотительном масле, поступающем в абсорбер после регенерации, 0,2% (мол.). Расход поглотительного масла в 1,5 раза больше теоретически минимального. Для расчета равновесных составов принять, что растворимость бензола в масле определяется законом Рауля. При концентрациях бензола в жидкости до  $X = 0,1$  кмоль бензола/кмоль масла равновесную зависимость  $Y^* = f(X)$  считать прямолинейной.

Определить: 1) расход поглотительного масла в кг/ч; 2) концентрацию бензола в поглотительном масле, выходящем из абсорбера; 3) диаметр и высоту насадочного абсорбера при скорости газа в нем (фиктивной) 0,5 м/с и высоте единицы переноса (ВЭП)  $h_{0y} = 0,9$  м; 4) высоту тарельчатого абсорбера при среднем к. п. д. тарелок 0,67 и расстоянии между тарелками 0,4 м.

6.24. В насадочном абсорбере диаметром 1 м диоксид серы поглощается водой из воздуха. Начальное содержание  $\text{SO}_2$  в поступающей смеси 7% (об.). Степень поглощения 0,9. На выходе из абсорбера вода содержит 0,0072 кг  $\text{SO}_2$ /кг воды. Коэффициент массопередачи в абсорбере  $K_y = 0,005 \text{ кг } \text{SO}_2 / (\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кг } \text{SO}_2}{\text{кг воздуха}})$ . Насадка из керамических колец  $50 \times 50 \times 5$  мм. Коэффициент смоченности насадки  $\psi = 1$ . Высота единицы переноса  $h_{0y} = 1,17$  м. Определить расход воды в абсорбере.

6.25. В абсорбере под атмосферным давлением при температуре  $20^\circ\text{C}$  поглощается из парогазовой смеси 300 кг бензола в 1 ч. Начальное содержание пара бензола в парогазовой смеси 4% (об.). Степень извлечения бензола 0,85. Жидкий поглотитель, поступающий в абсорбер после регенерации, содержит 0,0015 кмоль бензола/кмоль поглотителя. Фиктивная скорость газа в абсорбере 0,9 м/с. Уравнение линии равновесия:  $Y^* = 0,2X$ , где  $Y^*$  и  $X$  выражены соответственно в кмоль бензола/кмоль инертного газа и кмоль бензола/кмоль поглотителя. Коэффициент избытка поглотителя  $\varphi = 1,4$ . Определить диаметр абсорбера и концентрацию бензола в поглотителе, выходящем из абсорбера.

## ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ

## ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

## 1. Уравнение простой перегонки:

$$\ln \frac{F}{W} \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}, \quad (7.1)$$

где  $F$  — начальное количество перегоняемой смеси;  $W$  — остаток жидкости в кубе после перегонки;  $y^*$  и  $x$  — равновесные концентрации легколетучего (низкокипящего) компонента в паре и в жидкости;  $x_F$  — содержание легколетучего компонента в начальной смеси;  $x_W$  — содержание легколетучего компонента в остатке после перегонки.

Средний состав перегнанной жидкости:

$$x_D = \frac{F x_F - W x_W}{F - W}. \quad (7.2)$$

Расчет по уравнениям (7.1) и (7.2) проводят, применяя либо мольные количества и мольные концентрации, либо массовые количества и массовые концентрации.

2. При перегонке нерастворимых в воде жидкостей с водяным паром (или инертным газом) расход пара рассчитывают по уравнению:

$$G_B = G \frac{M_B (\Pi - P)}{M P \varphi}. \quad (7.3)$$

Здесь  $G_B$  — количество водяного пара, уходящего с паром перегоняемой жидкости, кг;  $G$  — количество перегоняемой жидкости, кг;  $M_B$  и  $M$  — мольные массы воды и перегоняемой жидкости;  $P$  — давление насыщенного пара перегоняемой жидкости при температуре перегонки;  $\Pi$  — общее давление смеси паров;  $\varphi$  — коэффициент, учитывающий неполиоту насыщения водяного пара паром перегоняемого вещества (при ориентировочных расчетах принимают  $\varphi = 0,7 \div 0,8$ ).

3. Уравнения материального баланса ректификационной колонны непрерывного действия \* (рис. 7.1):

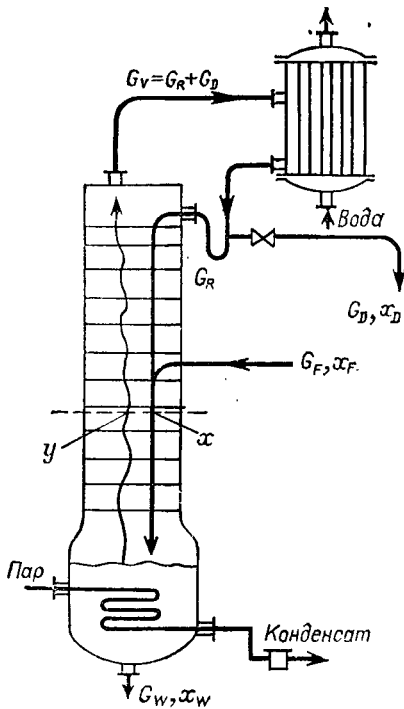
$$G_F = G_D + G_W; \quad (7.4)$$

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W, \quad (7.5)$$

где  $G_F$ ,  $G_D$ ,  $G_W$  — массовые или мольные расходы питания, дистиллята и кубового остатка;  $x_F$ ,  $x_D$ ,  $x_W$  — содержание легколетучего (низкокипящего) компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке, массовые или мольные доли.

\* Приводимые ниже уравнения справедливы для ректификационной колонны, обогреваемой глухим паром. При ректификации водных смесей с подачей в колонну острого пара уравнения материального баланса и рабочей линии нижней части колонны изменяются — см. пример 7.16.

Рис. 7.1. Схема ректификационной колонны.



В верхней части колонны, выше ввода исходной жидкой смеси, постоянный по высоте колонны мольный расход жидкости равен  $G_R$ , в нижней части колонны он равен  $(G_R + G_F)$  — см. рис. 7.1. Постоянный по высоте мольный расход пара  $G_V$  одинаков в верхней и в нижней части колонны.

В уравнениях (7.6) и (7.7):  $y$  и  $x$  — переменные по высоте колонны неравновесные концентрации (мольные доли) легколетучего компонента в паре и в жидкости в данном сечении колонны. Для тарельчатых колонн:  $y$  — мольная доля легколетучего компонента в паре, входящем снизу на тарелку;  $x$  — мольная доля легколетучего компонента в жидкости, стекающей с этой тарелки;  $R = G_R/G_D$  — число флегмы;  $F = \frac{G_F}{G_D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}$  — относительный (на 1 кмоль дистиллята) мольный расход питания.

При применении относительных мольных расходов уравнения материального баланса колонны (7.4) и (7.5) получают вид:

$$F = 1 + W; \quad (7.8)$$

$$F x_F = x_D + W x_W, \quad (7.9)$$

где  $W = \frac{G_W}{G_D} = \frac{x_D - x_F}{x_F - x_W}$  — относительный мольный расход кубового остатка;  $x_F, x_D, x_W$  — мольные доли легколетучего компонента в питании, дистилляте, кубовом остатке.

4. Уравнения рабочих линий (при питании колонны кипящей смесью):

а) верхней (укрепляющей) части ректификационной колонны

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1}; \quad (7.6)$$

б) нижней (исчерпывающей) части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{F-1}{R+1} x_W. \quad (7.7)$$

В ректификационной колонне принимают на основании теоретических предпосылок постоянными по высоте колонны общие мольные расходы пара и жидкости. В соответствии с этим в уравнениях (7.6) и (7.7) применяются мольные расходы и концентрации.



5. Минимальное число флегмы  $R_{\text{мин}}$  в ректификационной колонне непрерывного действия, когда кривая равновесия не имеет точек перегиба (впадин), определяют по уравнению:

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (7.10)$$

где  $x_D$  — мольная доля легколетучего компонента в дистилляте;  $x_F$  — то же в исходной жидкости (питании) колонны;  $y_F^*$  — то же в паре, равновесном с жидкостью питания.

Рабочее (действительное) число флегмы:

$$R = \varphi R_{\text{мин}}. \quad (7.11)$$

Здесь  $\varphi > 1$  — коэффициент избытка флегмы.

При расчетах ректификационных колонн рабочее число флегмы часто определяют по формуле:

$$R = 1,3R_{\text{мин}} + 0,3. \quad (7.12)$$

Об экономически оптимальном флегмовом числе см. [6.1].

Если на кривой равновесия имеется впадина, то величину определяют графическим путем — см. пример 7.16.

6. Расход теплоты в кубе-испарителе ректификационной колонны непрерывного действия определяют из уравнения теплового баланса колонны с дефлегматором-конденсатором (рис. 7.1):

$$Q_K + G_F i_F = Q_D + G_D i_D + G_W i_W + Q_{\text{пот}}, \quad (7.13)$$

где  $Q_K$  — расход теплоты, получаемой кипящей жидкостью от конденсирующегося греющего пара в кубе-испарителе, Вт;  $Q_D$  — расход теплоты, отнимаемой охлаждающей водой от конденсирующихся в дефлегматоре паров, Вт;  $Q_{\text{пот}}$  — тепловые потери колонны в окружающую среду, Вт;  $G_F, G_D, G_W$  — массовые расходы питания, дистиллята, кубового остатка, кг/с;  $i_F, i_D, i_W$  — соответствующие удельные энтальпии, Дж/кг.

Из уравнения (7.13) получаем:

$$Q_K = Q_D + G_D c_D t_D + G_W c_W t_W - G_F c_F t_F + Q_{\text{пот}}, \quad (7.14)$$

где  $c_D, c_W, c_F$  — средние удельные теплоемкости, Дж/(кг·К);  $t_D, t_W, t_F$  — соответствующие температуры, °С.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре:

$$Q_D = G_D (1 + R) r_D. \quad (7.15)$$

Здесь  $R$  — число флегмы;  $r_D$  — удельная теплота конденсации паров в дефлегматоре, Дж/кг.

7. Определение диаметра тарельчатой ректификационной колонны производится по уравнению:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}}, \quad (7.16)$$

где  $V$  — расход проходящего по колонне пара, м<sup>3</sup>/с;  $w$  — скорость пара, отнесенная к полному поперечному сечению колонны, м/с.

Рекомендуемую скорость пара в колонне рассчитывают по формуле

$$w = C V \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п})/\rho_{п}}, \quad (7.17)$$

в которой  $C$  — коэффициент, зависящий от конструкции тарелок, расстояния между тарелками, рабочего давления в колонне, нагрузки колонны по жидкости;  $\rho_{ж}$  и  $\rho_{п}$  — плотности жидкости и пара, кг/м<sup>3</sup>.

Когда  $\rho_{ж} \gg \rho_{п}$ ,

$$w = C V \sqrt{\rho_{ж}/\rho_{п}}. \quad (7.17a)$$

На рис. 7.2 по данным, приведенным в [7.2], представлены в зависимости от расстояния между тарелками  $h$  значения коэффициента  $C$  для ректификационных колонн, работающих при атмосферном давлении и средних нагрузках по жидкости.

После определения по уравнению (7.16) диаметра колонны его уточняют в соответствии с имеющимися нормами.

8. Определение высоты тарельчатой ректификационной колонны (расстояния  $H_T$  между верхней и нижней тарелками) проводится по уравнению:

$$H_T = (n - 1) h, \quad (7.18)$$

где  $n$  — число тарелок в колонне;  $h$  — расстояние между тарелками.

Расчет требуемого числа тарелок  $n$  ведут графическим путем, используя кинетические закономерности — уравнение массопередачи и расчетные зависимости для коэффициентов массоотдачи (или чисел единиц переноса) в паровой и жидкой фазах на тарелке [7.2].

При приближенных расчетах применяют теоретически менее обоснованный, но более простой метод определения числа тарелок с помощью так называемого среднего к. п. д. тарелок (к. п. д. колонны):

$$n = n_T/\eta, \quad (7.19)$$

где  $n_T$  — число теоретических тарелок — ступеней изменения концентрации, которые находят графическим построением между равновесной и рабочими линиями на  $y - x$  диаграмме — см. рис. 7.3.

Величина среднего к. п. д. тарелок  $\eta$ , который вводят для учета реальных условий массообмена на тарелках, зависит от многих переменных величин (конструкция и размеры тарелки, гидродинамические факторы, физико-химические свойства пара и жидкости). Значения  $\eta$  определяют по опытным данным, большей частью они находятся в пределах 0,3—0,8.

На тарелках с перекрестным током пара и жидкости с увеличением длины пути жидкости по тарелке массообмен улучшается, величина среднего к. п. д.  $\eta$  возрастает.

На рис. 7.4 приведены значения среднего к. п. д. тарелок, полученные по опытным данным для промышленных ректификацион-

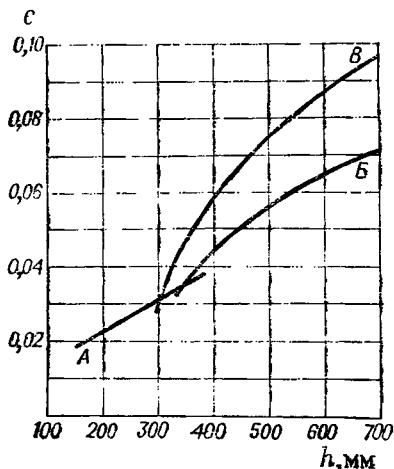
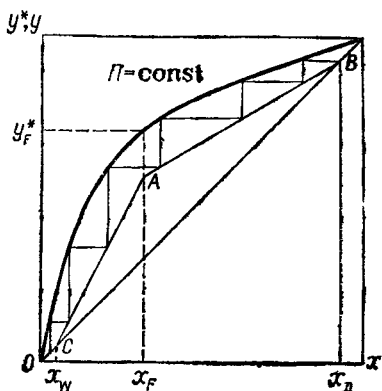


Рис. 7.2. Значение коэффициента  $C$ :

$A, B$  — колпачковые тарелки с круглыми колпачками;  $B$  — ситчатые тарелки.

Рис. 7.3. Графическое определение числа ступеней изменения концентрации (теоретических тарелок) в ректификационной колонне:

$AB$  — рабочая линия верхней части колонны;  $AC$  — рабочая линия нижней части колонны.



ных колонн сравнительно небольшого диаметра. По оси абсцисс на этом графике отложены произведения коэффициента относительной летучести разделяемых компонентов  $\alpha$  [см. уравнение (6.9)] на динамический коэффициент вязкости жидкости питания  $\mu$  (в мПа·с) при средней температуре в колонне.

При определении среднего к. п. д. тарелок в колоннах большого диаметра (с длиной пути жидкости  $l > 0,9$  м) рекомендуют к значениям, найденным по рис. 7.4, давать поправку  $\Delta$ :

$$\eta_i = \eta (1 + \Delta). \quad (7.20)$$

Значения поправки  $\Delta$  для смесей с  $\alpha \mu = 0,1 \div 1,0$  приведены на рис. 7.5.

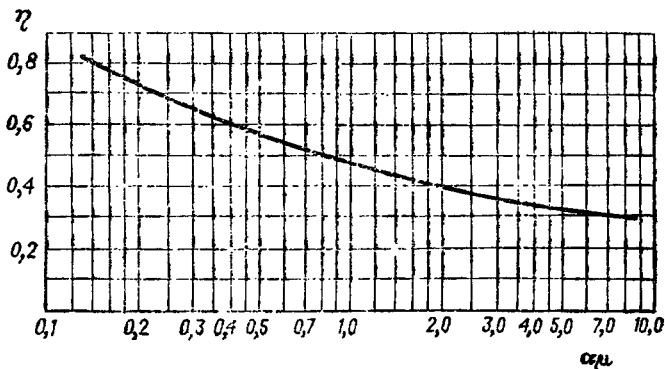
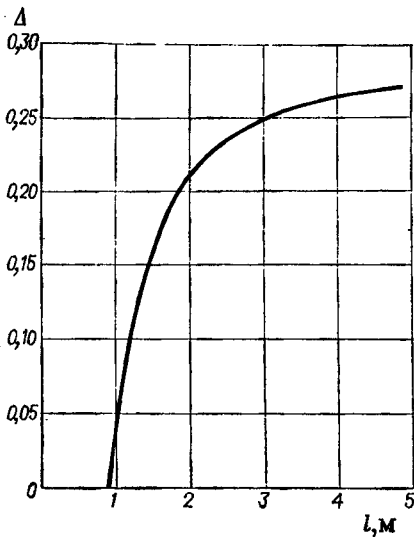


Рис. 7.4. Диаграмма для приближенного определения среднего к. п. д. тарелок.

Рис. 7.5. Зависимость поправки  $\Delta$  от длины пути жидкости на тарелке  $L$ .



9. Коэффициентом обогащения (коэффициентом полезного действия) отдельной тарелки называют величину:

$$\eta_0 = \frac{y_2 - y_1}{y_1^* - y_1}, \quad (7.21)$$

где  $y_1$  — мольная доля легколетучего компонента в паре, поступающем снизу на тарелку;  $y_2$  — то же в паре, уходящем с тарелки;  $y_1^*$  — то же в паре, равновесном с жидкостью, стекающей с тарелки.

Если жидкость на тарелке полностью перемешивается, то  $y_1^*$  — мольная доля легколетучего компонента в паре, равновесном с жидкостью на тарелке.

10. Определение диаметра и высоты насадочной ректификационной колонны проводится так же, как и абсорбционных насадочных колонн — см. гл. 6.

Диаметр насадочной колонны рассчитывается по уравнению (6.35). Фиктивную скорость пара в точке захлебывания  $\omega_3$  при  $\rho_{ж} \gg \rho_{п}$  находят по уравнению (6.36), но с другим значением  $A$ . Для ректификационных колонн  $A = -0,125$ .

Высоту слоя насадки  $H_n$  при пленочном режиме работы колонны находят отдельно для верхней и для нижней части колонны по уравнению

$$H_n = \frac{G}{K_y S \sigma \psi} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y} = h_{0y} n_{0y}, \quad (7.22)$$

аналогичному уравнению (6.39).

В уравнении (7.22):  $G$  — постоянный по высоте колонны мольный расход пара, кмоль/с;  $K_y$  — коэффициент массопередачи, кмоль/(м<sup>2</sup>·с· $\Delta y = 1$ );  $S = \pi D^2/4$  — площадь поперечного сечения колонны, м<sup>2</sup>;  $\sigma$  — удельная поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $\psi$  — коэффициент смоченности насадки, безразмерный;  $y^*$  и  $y$  — равновесная и рабочая концентрации (мольные доли) легколетучего компонента в паре.

Для насадочных ректификационных колонн, работающих в режиме эмульгирования, эквивалентная высота насадки  $h_3$  (в точке инверсии) может быть определена из уравнения [6.1]:

$$\frac{h_3}{d_3} = 5,2 \text{Re}_{п}^{0,2} \left(\frac{G}{L}\right)^{0,35} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}}\right)^{0,2} \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - m \frac{G}{L}}, \quad (7.23)$$

где  $d_0 = 4V_{св}/\sigma$  — эквивалентный диаметр насадки, м;  $Re_{г} = 4\omega r_{г}/(\sigma_{г} \nu)$  — критерий Рейнольдса;  $G/L$  — отношение потоков пара и жидкости (в верхней части колонны  $\frac{G}{L} = \frac{R+1}{R}$ , в нижней части колонны  $\frac{G}{L} = \frac{R+1}{R+F}$  — см. уравнения (7.6) и (7.7);  $m$  — тангенс угла наклона равновесной линии.

Высоту слоя насадки находят по уравнению (6.44).

## ПРИМЕРЫ

**Пример 7.1.** Вычислить состав равновесной паровой фазы при  $50^\circ\text{C}$  для жидкости, состоящей из смеси гексана и воды, предполагая их полную взаимную нерастворимость.

**Решение.** Давление насыщенного пара гексана при  $50^\circ\text{C}$  равняется 400 мм рт. ст. (рис. XVII). Давление насыщенного пара воды при  $50^\circ\text{C}$  составляет 92,5 мм рт. ст. (табл. XXXVIII). При полной взаимной нерастворимости компонентов парциальное давление  $p$  каждого компонента равняется давлению его насыщенного пара  $P$ .

Общее давление смеси паров:

$$\Pi = p_{в} + p_{г} = P_{в} + P_{г} = 400 + 92,5 = 492,5 \text{ мм рт. ст.}$$

Мольную долю гексана в паровой фазе найдем по уравнению (6.1):

$$y_{г} = p_{г}/\Pi = 400/492,5 = 0,812.$$

Мольная доля воды:

$$y_{в} = p_{в}/\Pi = 1 - y_{г} = 0,188.$$

**Пример 7.2.** Определить температуру кипения при атмосферном давлении жидкой смеси толуола и воды, учитывая их полную взаимную нерастворимость.

**Решение.** Данная смесь будет кипеть при такой температуре, при которой сумма давлений насыщенных паров толуола и воды будет равна 760 мм рт. ст.

Из диаграммы (рис. XXIV) следует, что пересечение кривой давления насыщенного пара толуола с кривой давления насыщенного пара воды (отложенного от 760 мм рт. ст. сверху вниз) происходит при  $84^\circ\text{C}$ . Так как точка пересечения этих кривых соответствует такой температуре, при которой сумма давлений насыщенных паров равна 760 мм рт. ст., то эта температура и будет температурой кипения смеси.

**Пример 7.3.** Вычислить состав равновесной паровой фазы при  $60^\circ\text{C}$  для жидкой смеси, состоящей из 40% (мол.) бензола и 60% (мол.) толуола, считая, что данная смесь характеризуется законом Рауля. Найти также, какого состава жидкая смесь бензола и толуола кипит при  $90^\circ\text{C}$  под давлением 760 мм рт. ст.

**Решение.** Давление насыщенного пара бензола и толуола при  $60^\circ\text{C}$  определяем по рис. XXIV: для бензола  $P_{б} = 385$  мм рт. ст.; для толуола  $P_{т} = 140$  мм рт. ст.

Парциальные давления бензола и толуола определяем по формуле (6.7):

$$p_6 = P_6 x_6 = 385 \cdot 0,4 = 154 \text{ мм рт. ст.};$$
$$p_T = P_T x_T = P_T (1 - x_6) = 150 (1 - 0,4) = 84 \text{ мм рт. ст.}$$

Общее давление:

$$P = p_6 + p_T = 154 + 84 = 238 \text{ мм рт. ст.}$$

Состав паровой фазы определяем по формуле (6.1):

$$y_6 = p_6/P = 154/238 = 0,648.$$

Итак, равновесный пар содержит 64,8% (мол.) бензола и 35,2% (мол.) толуола.

Для определения состава жидкости, кипящей под давлением 760 мм рт. ст. при 90 °С, напишем уравнение

$$P = P_6 x_6 + P_T x_T \text{ или } 760 = 1013 x_6 + 408 (1 - x_6),$$

откуда  $x_6 = 58,3\%$ ;  $x_T = 41,7\%$ .

Здесь 1013 и 408 — давления насыщенного пара чистых бензола и толуола при 90 °С, мм рт. ст.

**Пример 7.4.** Вычислить равновесные составы фаз и построить диаграммы равновесия в координатах  $t - x$ ,  $y$  и  $y^* - x$  для бензольно-толуольной смеси при атмосферном давлении, считая, что смесь характеризуется законом Рауля.

**Решение.** Для вычисления равновесных составов фаз воспользуемся уравнениями (6.7):

$$p_6 = P_6 x; \quad p_T = P_T (1 - x).$$

По закону Дальтона:

$$P = p_6 + p_T = P_6 x + P_T (1 - x),$$

откуда

$$x = \frac{P - P_T}{P_6 - P_T}.$$

По формуле (6.8):

$$y^* = \frac{P_6}{P} x.$$

Здесь  $x$  и  $y^*$  — мольные доли бензола в жидкости и в равновесном с ним паре.

Весь расчет помещен в табл. 7.1.

Полученные данные нанесены в виде кривых в координатах  $t - x$ ,  $y$  (рис. 7.6) и в координатах  $y^* - x$  (рис. 7.7).

**Пример 7.5.** С помощью диаграммы  $t - x$ ,  $y$  (рис. 7.6) определить состав равновесного пара и температуру кипения для жидкости, содержащей 55% (мол.) бензола и 45% (мол.) толуола.

**Решение.** Проведя на рис. 7.6 линию  $ABCD$ , находим:

а) температура кипения равна  $\sim 91$  °С;

$t, ^\circ\text{C}$	$P_6,$ мм рт. ст.	$P_T,$ мм рт. ст.	$\Pi,$ мм рт. ст.	$x = \frac{\Pi - P_T}{P_6 - P_T}$	$y^* = \frac{P_6^*}{\Pi} x$
80	760	300,0	760	1	1
84	852	333,0	760	$\frac{760-333}{852-333} = 0,823$	$\frac{852}{760} 0,823 = 0,922$
88	957	379,5	760	$\frac{760-379,5}{957-379,5} = 0,659$	$\frac{957}{760} 0,659 = 0,830$
92	1078	432,0	760	$\frac{760-432}{1078-432} = 0,508$	$\frac{1078}{760} 0,508 = 0,720$
96	1204	492,5	760	$\frac{760-492,5}{1204-492,5} = 0,376$	$\frac{1204}{760} 0,376 = 0,596$
100	1344	559,0	760	$\frac{760-559,0}{1344-559,0} = 0,256$	$\frac{1344}{760} 0,256 = 0,453$
104	1495	625,5	760	$\frac{760-625,5}{1495-625,5} = 0,155$	$\frac{1495}{760} 0,155 = 0,304$
108	1659	704,5	760	$\frac{760-704,5}{1659-704,5} = 0,058$	$\frac{1659}{760} 0,058 = 0,128$
110	1748	760,0	760	0	0

б) состав равновесного пара:

Бензол            75 % (мол.)  
Толуол           25 % (мол.)

**Пример 7.6.** 2500 кг загрязненного скипидара перегоняются в токе насыщенного водяного пара под атмосферным давлением (760 мм рт. ст.). Исходная смесь содержит 88% (масс.) скипидара, 12% (масс.) воды и подается в аппарат при 30 °С. Внешнего подогрева нет.

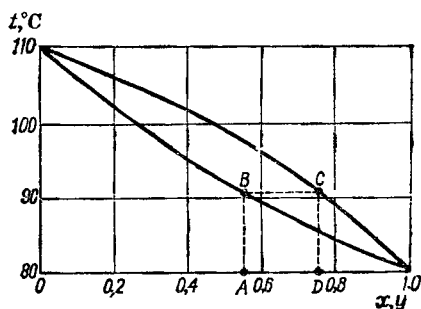


Рис. 7.6 (к примеру 7.4 и 7.5).

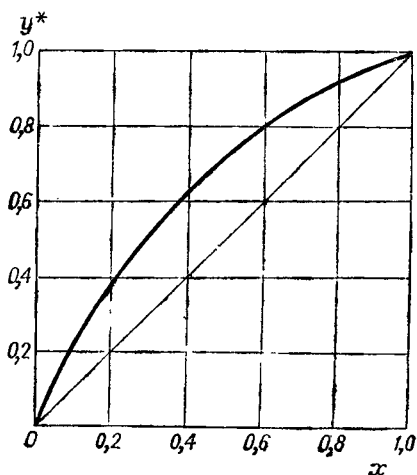


Рис. 7.7 (к примеру 7.4).

Для перегонки применяют насыщенный пар с давлением (в паропроводе)  $p_{абс} = 1,5 \text{ кгс/см}^2$ . Степень насыщения водяного пара скипидаром  $\varphi = 0,7$ .

Определить: а) расход пара на перегонку; б) массовый и мольный состав отгоняемых паров; в) парциальные давления скипидара и воды в смеси паров. Потери теплоты в окружающую среду принять в размере 10% от полезно затрачиваемой теплоты. Физические характеристики для скипидара: мольная масса  $136 \text{ кг/кмоль}$ ; удельная теплоемкость жидкого скипидара  $1,76 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$ ; удельная теплота испарения  $310 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ .

**Решение.** Определяем по рис. XXIV температуру перегонки и давление насыщенного пара скипидара. Температура перегонки  $96^\circ\text{C}$ ;  $P_{ск} = 115 \text{ мм рт. ст.}$

Количество водяного пара, уходящего вместе с паром скипидара, находим по формуле (7.3)

$$G_B = G_{ск} \frac{M_B (\Pi - P_{ск})}{M_{ск} P_{ск} \varphi} = 2500 \cdot 0,88 \frac{18 (760 - 115)}{136 \cdot 115 \cdot 0,7} = 2330 \text{ кг.}$$

Массовая доля в парах:  
скипидара

$$\bar{y}_{ск} = \frac{G_{ск}}{G_{ск} + G_B} = \frac{2500 \cdot 0,88}{2500 \cdot 0,88 + 2330} = 0,485;$$

воды

$$\bar{y}_B = 1 - \bar{y}_{ск} = 1 - 0,485 = 0,515.$$

Мольная доля:

$$y_{ск} = \frac{\bar{y}_{ск}/M_{ск}}{\frac{\bar{y}_{ск}}{M_{ск}} + \frac{\bar{y}_B}{M_B}} = \frac{0,485/136}{\frac{0,485}{136} + \frac{0,515}{18}} = \frac{0,00356}{0,00356 + 0,0286} = 0,110;$$

$$y_B = 1 - y_{ск} = 1 - 0,11 = 0,89.$$

Парциальные давления в смеси паров при общем давлении  $\Pi = 760 \text{ мм рт. ст.}$ :

$$p_{ск} = \Pi y_{ск} = 760 \cdot 0,11 = 84 \text{ мм рт. ст.};$$

$$p_B = \Pi - p_{ск} = 760 - 84 = 676 \text{ мм рт. ст.}$$

Расход теплоты:

а) на подогрев исходной смеси от  $30^\circ\text{C}$  до температуры перегонки  $96^\circ\text{C}$ .

Скипидар:

$$G_{ск} c_{ск} (t_{пер} - t_{нач}) = 2500 \cdot 0,88 \cdot 1,76 \cdot 10^3 (96 - 30) = 256\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$

Вода:

$$G_B c_B (t_{пер} - t_{нач}) = 2500 \cdot 0,12 \cdot 4,19 \cdot 10^3 (96 - 30) = 83\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж};$$

$$Q_{нагр} = (256 + 83) \cdot 10^6 = 339 \cdot 10^6 \text{ Дж.}$$

б) на испарение перегоняемого скипидара

$$Q_{исп} = G_{ск} r_{ск} = 2\,500 \cdot 0,88 \cdot 310 \cdot 10^3 = 682\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$



в) на компенсацию потерь теплоты в окружающую среду  
 $Q_{\text{пот}} = 0,1 (Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}}) = (339\,000 + 682\,000) 10^3 \cdot 0,1 = 102\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$

Общий расход теплоты:

$$Q_{\text{общ}} = Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}} + Q_{\text{пот}} = (339\,000 + 682\,000 + 102\,000) 10^3 = \\ = 1\,123\,000 \cdot 10^3 \text{ Дж} = 1123 \cdot 10^3 \text{ кДж.}$$

Определяем расход пара. Абсолютному давлению насыщенного пара в трубопроводе ( $1,5 \text{ кгс/см}^2$ ) соответствует температура  $110,7 \text{ }^\circ\text{C}$  (табл. LVII); уходит с перегоняемым скипидаром  $2330 \text{ кг}$  пара при температуре перегонки  $96 \text{ }^\circ\text{C}$ . Следовательно, этот уходящий пар охлаждается от  $110,7$  до  $96 \text{ }^\circ\text{C}$ , причем выделяется теплоты:

$$Q_{\text{выд}} = G_{\text{в.п}} (t_{\text{п}} - t_{\text{пер}}) = 2330 \cdot 1,97 \cdot 10^3 (110,7 - 96) = \\ = 67\,900 \cdot 10^3 \text{ Дж} = 67\,900 \text{ кДж,}$$

где  $1,97 \cdot 10^3 = 35,5 \cdot 10^3 / 18$  — удельная теплоемкость водяного пара, Дж/(кг·К) — табл. XXVII.

Остальное количество теплоты

$$Q_{\text{ост}} = Q_{\text{общ}} - Q_{\text{выд}} = (1\,123\,000 - 67\,900) 10^3 = 1\,055 \cdot 10^3 \text{ кДж}$$

должно быть подведено за счет конденсации некоторого добавочного количества подаваемого пара и охлаждения получившегося конденсата до температуры перегонки.

Расход конденсирующегося (греющего) пара:

$$G_{\text{конд}} = \frac{Q_{\text{ост}}}{i'' - i'} = \frac{1\,055\,000 \cdot 10^3}{(2700 - 402) 10^3} = 460 \text{ кг}$$

где  $2700 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$  — удельная энтальпия насыщенного водяного пара при  $1,5 \text{ кгс/см}^2$ ;  $402 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$  — удельная энтальпия воды при  $96 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Общий расход пара:

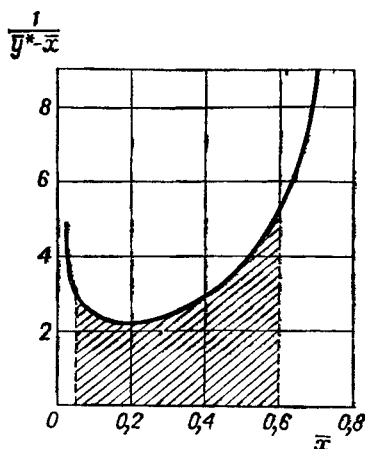
$$G_{\text{п}} = 2320 + 460 = 2790 \text{ кг.}$$

**Пример 7.7.** В простом перегонном кубе производится разгонка  $1000 \text{ кг}$  смеси, содержащей  $60\%$  (масс.) этилового спирта и  $40\%$  (масс.) воды. После отгонки в кубовом остатке содержится  $5\%$  (масс.) спирта. Определить состав дистиллята, его массу и массу кубового остатка. Данные о равновесных составах приведены в табл. 7.2, в которой  $\bar{x}$  обозначает массовую долю этилового спирта в жидкости,  $\bar{y}^*$  — массовую долю этилового спирта в равновесном паре.

**Решение.** Для решения используем уравнение (7.1):

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{\bar{x}_2}^{\bar{x}_1} \frac{d\bar{x}}{\bar{y}^* - \bar{x}}.$$

Рис. 7.8 (к примеру 7.7).



Аналитически выполнить интегрирование невозможно, так как аналитическая форма зависимости  $\bar{y}^*$  от  $\bar{x}$  неизвестна; поэтому решаем интеграл графически. Для этого строим график зависимости  $\frac{1}{\bar{y}^* - \bar{x}}$  от  $\bar{x}$  для спирто-водной смеси (рис. 7.8).

Принятый масштаб:

По оси абсцисс            1 мм = 0,02  
 » » ординат            1 мм = 0,2  
 1 мм<sup>2</sup> = 0,02 · 0,2 = 0,004

Значение интеграла в пределах от  $\bar{x}_1 = 0,6$  до  $\bar{x}_2 = 0,05$  изображается заштрихованной площадью. Эта площадь равна 403 мм<sup>2</sup>. Отсюда

$$\int_{0,05}^{0,6} \frac{d\bar{y}}{\bar{y}^* - \bar{x}} = 403 \cdot 0,004 = 1,612^*$$

Следовательно,

$$\ln \frac{F}{W} = 2,3 \lg \frac{F}{W} = 1,612; \quad \frac{F}{W} = 5,01.$$

По условию,  $F = 1000$  кг. Масса кубового остатка:

$$W = 1000/5,01 = 200 \text{ кг,}$$

откуда масса дистиллята:

$$D = F - W = 1000 - 200 = 800 \text{ кг.}$$

Таблица 7.2

$\bar{x}$	$\bar{y}^*$	$\bar{y}^* - \bar{x}$	$\frac{1}{\bar{y}^* - \bar{x}}$	$\bar{x}$	$\bar{y}^*$	$\bar{y}^* - \bar{x}$	$\frac{1}{\bar{y}^* - \bar{x}}$
0,025	0,225	0,200	5,00	0,45	0,754	0,304	3,29
0,05	0,360	0,310	3,22	0,50	0,767	0,267	3,74
0,10	0,516	0,416	2,40	0,55	0,778	0,228	4,38
0,15	0,600	0,450	2,22	0,60	0,789	0,189	5,29
0,20	0,655	0,455	2,20	0,65	0,800	0,150	6,66
0,25	0,690	0,440	2,27	0,70	0,810	0,110	9,09
0,30	0,710	0,410	2,44	0,75	0,835	0,085	11,75
0,35	0,728	0,378	2,64	0,80	0,855	0,055	18,20
0,40	0,740	0,340	2,94				

\* Приблизленно значение интеграла может быть найдено по формуле трапеций — см. пример 4.2С.

Количество спирта в остатке после перегонки:

$$G_W = W \bar{x}_W = 200 \cdot 0,05 = 10 \text{ кг.}$$

Количество спирта, перешедшего в дистиллят:

$$G_D = F \bar{x}_F - G_W = 1000 \cdot 0,6 - 10 = 590 \text{ кг.}$$

Массовый процент спирта в дистилляте:

$$\bar{x}_D = \frac{G_D}{D} 100 = 100 \frac{590}{800} = 73,7.$$

**Пример 7.8.** В условиях предыдущего примера найти для процесса перегонки расход греющего пара ( $p_{\text{абс}} = 2 \text{ кгс/см}^2$ ). Перегоняемая смесь подается в куб нагретой до температуры начала кипения. Потери теплоты в окружающую среду принять в размере 10% от полезно затрачиваемого количества теплоты. Влажность греющего пара 5%. По диаграмме  $t-x, y$  найдено, что температура начала перегонки, когда кипящая смесь содержит 60% (масс.) спирта, равняется  $81^\circ\text{C}$ , а температура конца перегонки, когда кипящая смесь содержит 5% (масс.) спирта,  $94,9^\circ\text{C}$ .

**Решение.** Средняя температура перегонки:

$$t = (81 + 94,9)/2 = 88^\circ\text{C.}$$

Расход теплоты на нагрев исходной смеси от  $81$  до  $88^\circ\text{C}$ :

$$Q_1 = (1000 \cdot 0,6 \cdot 3,35 \cdot 10^3 + 1000 \cdot 0,4 \cdot 4,19 \cdot 10^3) \cdot (88 - 81) = 25800 \cdot 10^3 \text{ Дж,}$$

где  $3,35 \cdot 10^3$  и  $4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$  — удельные теплоемкости спирта и воды (рис. XI).

Расход теплоты на испарение при  $88^\circ\text{C}$ :

$$Q_2 = 590 \cdot 855 \cdot 10^3 + (800 - 590) 2290 \cdot 10^3 = 985000 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$

Здесь  $855 \cdot 10^3$  и  $2290 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$  — удельные теплоты парообразования спирта и воды.

Расход теплоты на нагревание остатка от  $88$  до  $94,9^\circ\text{C}$ :

$$Q_3 = (200 \cdot 0,05 \cdot 3,35 \cdot 10^3 + 200 \cdot 0,95 \cdot 4,19 \cdot 10^3) \cdot (94,9 - 88) = 5700 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$

Общий расход теплоты с учетом потерь:

$$Q = (25800 + 985000 + 5700) 10^3 \cdot 1,1 = 1120000 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$

Расход греющего пара:

$$G_{\text{г. п}} = \frac{1120000 \cdot 10^3}{2208 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 535 \text{ кг,}$$

где  $2208 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$  — удельная теплота конденсации водяного пара при  $p_{\text{абс}} = 2 \text{ кгс/см}^2$ .

**Пример 7.9.** При расчете ректификационной колонны с колпачковыми тарелками принято расстояние между тарелками  $300 \text{ мм}$ . Через колонну проходит  $3200 \text{ м}^3/\text{ч}$  пара. Плотность пара  $1,25 \text{ кг/м}^3$  (расход и плотность пара — при нормальных условиях). Плотность жидкости  $430 \text{ кг/м}^3$ . Абсолютное давление в колонне

1,2 кг/см<sup>2</sup> и средняя температура —40 °С. Определить требуемый диаметр колонны.

**Решение.** Для определения диаметра колонны необходимо найти допустимую рабочую скорость пара в ней.

По уравнению (7.17а)

$$w = C \sqrt{\rho_{ж}/\rho_{п}} = 0,0315 \sqrt{430/1,75} = 0,495 \text{ м/с.}$$

Плотность пара при рабочих условиях:

$$\rho_{п} = \frac{\rho_0 T_0 p}{T p_0} = \frac{1,25 \cdot 273 \cdot 1,2}{233 \cdot 1,033} = 1,75 \text{ кг/м}^3.$$

Значение  $C = 0,0315$  определено по рис. 7.2.

Объемный расход пара в колонне при рабочих условиях:

$$V = \frac{V_0 T p_0}{T_0 p \cdot 3600} = \frac{3200 \cdot 233 \cdot 1,033}{273 \cdot 1,2 \cdot 3600} = 0,632 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Требуемая площадь поперечного сечения колонны:

$$S = V/w = 0,632/0,495 = 1,28 \text{ м}^2,$$

откуда диаметр колонны:

$$D = \sqrt{S/0,785} = \sqrt{1,28/0,785} = 1,275 \text{ м.}$$

По каталогу-справочнику «Колонные аппараты» [7.11] принимаем  $D = 1200$  мм.

**Пример 7.10.** Определить число тарелок в ректификационной колонне непрерывного действия для разделения смеси метиловый спирт — вода под атмосферным давлением. Содержание метилового спирта в питании колонны 31,5% (мол.). Дистиллят требуется получать с содержанием спирта 97,5% (мол.), в кубовом остатке допускается содержание спирта 1,1% (мол.). Коэффициент избытка флегмы 1,77. Число тарелок, эквивалентное одной ступени изменения концентрации, 1,7. Колонна обогревается глухим паром.

**Решение.** Расчет числа тарелок проводим графически. Для этого по данным табл. XLVII для смеси метиловый спирт— вода при  $P_{абс} = 760$  мм рт. ст. строим кривую равновесия в координатах  $y^*—x$  (рис. 7.9).

Определяем минимальное число флегмы по формуле (7.10):

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,975 - 0,675}{0,675 - 0,315} = 0,835,$$

где значение  $y_F^* = 0,675$  найдено по равновесной кривой (рис. 7.9).

Действительное (рабочее) число флегмы:

$$R = \varphi R_{\text{мин}} = 1,77 \cdot 0,835 = 1,48.$$

Уравнение рабочей линии верхней части колонны:

$$y = \frac{1,48}{1,48 + 1} x + \frac{0,975}{1,48 + 1}$$

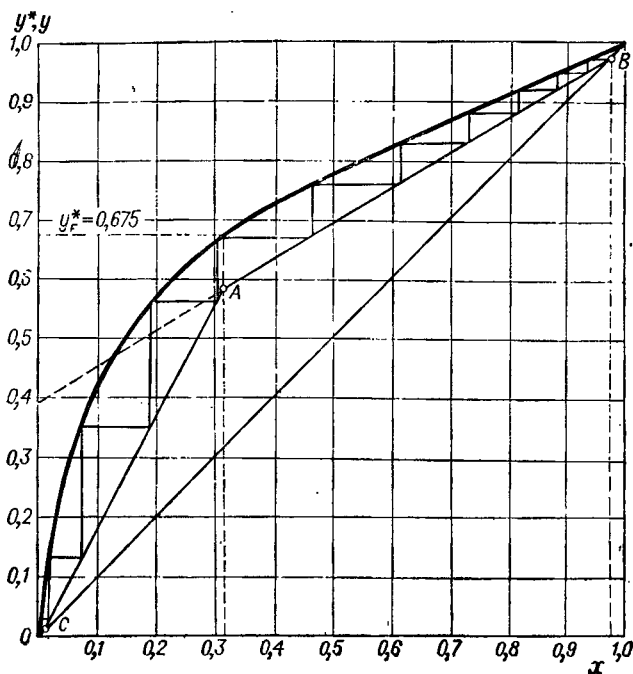


Рис. 7.9 (к примеру 7.10).

или

$$y = 0,598x + 0,393.$$

Отложив по оси ординат 0,393, наносим рабочую линию  $AB$  для верхней части колонны. Через точки  $A$  и  $C$  проводим рабочую линию для нижней части колонны.

Выполнив на диаграмме построение ломаной линии (начиная от точки  $B$ ), находим необходимое число ступеней изменения концентрации: в верхней части колонны оно составляет  $\sim 7$ , в нижней  $\sim 4$ ; всего 11.

Число действительных тарелок: в верхней части колонны  $1,7 \times 7 \approx 12$ ; в нижней  $1,7 \cdot 4 \approx 7$ , всего 19 тарелок.

**Пример 7.11.** Построить кривую равновесия для смеси четыреххлористый углерод ( $CCl_4$ ) — двуххлористая сера ( $SCl_2$ ) при давлении 760 мм рт. ст.

**Решение.** При отсутствии экспериментальных данных кривую равновесия строим, исходя из допущения, что смесь следует закону Рауля.

Давления насыщенного пара  $CCl_4$  в зависимости от температуры приведены в табл. 7.3.

Для  $SCl_2$  имеются две точки: температура кипения при давлении 760 мм рт. ст., равная  $59^\circ C$ , и температура кипения при 400 мм рт. ст., равная  $41^\circ C$ .

Таблица 7.3

$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{ мм рт. ст.}$	$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{ мм рт. ст.}$
40	214	70	621
50	315	75	715
65	580	80	843

Для нахождения давления насыщенного пара  $\text{SCl}_2$  при других температурах воспользуемся правилом линейности.

Вычислим постоянную  $K$  для  $\text{SCl}_2$  и воды, взятой в качестве стандартной жидкости:

$$K = \frac{59 - 41}{100 - 83} = 1,06,$$

где  $83^\circ\text{C}$  — температура кипения воды при 400 мм рт. ст. (табл. XXXVIII)

Температуры кипения  $\text{SCl}_2$  при разных давлениях могут быть определены из уравнения:

$$59 - t = 1,06(100 - \Theta),$$

откуда

$$t = 1,06\Theta - 47.$$

Здесь  $t$  — температура кипения  $\text{SCl}_2$ ,  $^\circ\text{C}$ ;  $\Theta$  — температура кипения воды при том же давлении,  $^\circ\text{C}$ .

В табл. 7.4 приведены вычисленные по последней формуле значения  $t$  при разных давлениях.

На рис. 7.10 по данным табл. 7.3 и 7.4 нанесены давления насыщенных паров  $\text{SCl}_2$  и  $\text{CCl}_4$  в зависимости от температуры.

Имея данные о давлении насыщенных паров чистых компонентов при разных температурах, можно построить диаграмму равновесия, применив закон Рауля. Методику построения см. в примере 7.4. На рис. 7.11 дана диаграмма равновесия в координатах  $y^* - x$ .

**Пример 7.12.** В периодически действующей тарельчатой ректификационной колонне разгоняется под атмосферным давлением жидкая смесь четыреххлористого углерода  $\text{CCl}_4$  и двухлористой

Таблица 7.4

$P, \text{ мм рт. ст.}$	$\Theta, ^\circ\text{C}$	$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{ мм рт. ст.}$	$\Theta, ^\circ\text{C}$	$t, ^\circ\text{C}$
760	100	59	1175	112,7	72,5
880	104,2	63,5	1320	116,3	76,3
1030	108,7	68,2	1470	119,6	79,8

Рис. 7.10 (к примеру 7.11).

серы  $\text{SCl}_2$ , содержащая 50% (мол.)  $\text{SCl}_2$ . Дистиллят должен содержать 90% (мол.), а кубовый остаток после ректификации — 15% (мол.)  $\text{SCl}_2$ .

Определить необходимое число тарелок, если на одну ступень изменения концентрации приходится 1,7 тарелки. Определить также отношение минимальных чисел флегмы в конце и в начале разгонки.

**Решение.** Воспользуемся данными о равновесии смеси четыреххлористый углерод — двуххлористая сера, полученными в предыдущем примере.

Находим по формуле (7.10) минимальное число флегмы  $R_{\text{мин}}$  для конечного момента разгонки, когда кубовая жидкость содер-

$p, \text{мм рт.ст.}$

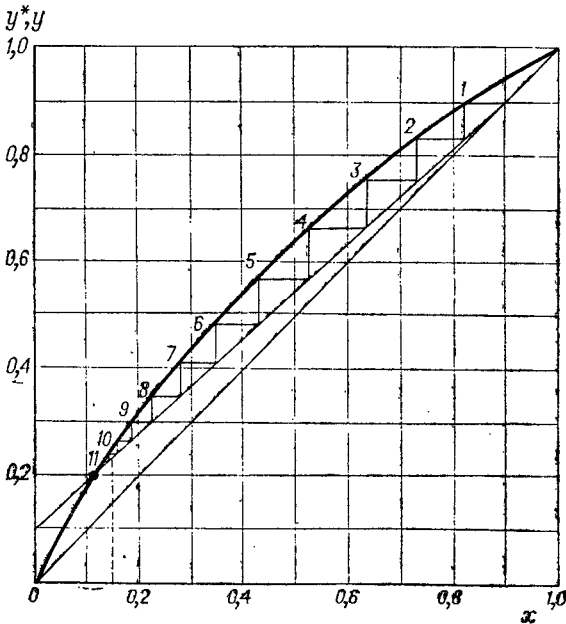
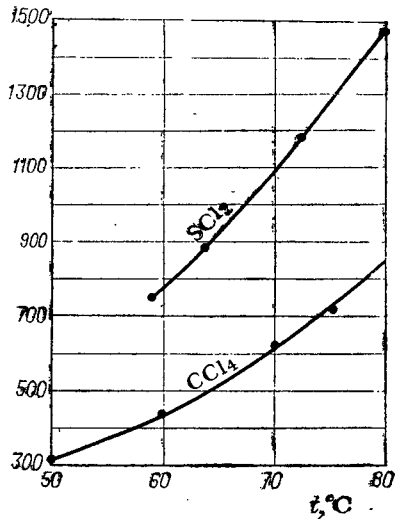


Рис. 7.11 (к примерам 7.11 и 7.12).

жит 15%  $\text{SCl}_2$  (в этот момент существуют наиболее трудные условия разделения):

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,9 - 0,25}{0,25 - 0,15} = 6,5.$$

Здесь 0,25 — мольная доля  $\text{SCl}_2$  в парах, равновесных с кубовым остатком, содержащим 15%  $\text{SCl}_2$ , — определяется по диаграмме равновесия.

Для действительного процесса принимаем число флегмы на 20% больше  $R_{\text{мин}}$ :

$$R = 1,2 \cdot 6,5 = 7,8.$$

Уравнение рабочей линии (7.6) для конечного момента перегонки:

$$y = \frac{7,8}{7,8 + 1} x + \frac{0,9}{7,8 + 1}$$

или  $y = 0,887x + 0,102$ .

Строим рабочую линию и определяем графически число ступеней изменения концентрации. Как следует из рис. 7.11, числу флегмы  $R = 7,8$  соответствуют 11 ступеней.

Число действительных тарелок, требуемое для разгонки:

$$n = 1,7 \cdot 11 \approx 19.$$

Для начального момента разгонки, когда  $x_F = 0,5$ , минимальное число флегмы:

$$R'_{\text{мин}} = \frac{0,9 - 0,64}{0,64 - 0,5} = 1,86,$$

где  $y_F^* = 0,64$  найдено по диаграмме равновесия (рис. 7.11).

Отношение минимальных чисел флегмы в конце и в начале разгонки:

$$R_{\text{мин}}/R'_{\text{мин}} = 6,5/1,86 = 3,5.$$

Таким образом, в процессе разгонки флегмовое число меняется, достигая максимального значения  $R = 7,8$  в конце процесса.

**Пример 7.13.** Построить диаграмму  $I-x$  в области насыщения для смеси  $\text{CH}_4-\text{N}_2$  при  $p_{\text{абв}} = 10$  кгс/см<sup>2</sup>.

**Решение.** Методику построения и применения диаграммы  $I-x$  см. [6.1].

Для определения равновесных соотношений системы  $\text{CH}_4-\text{N}_2$  воспользуемся экспериментальными данными.

По диаграмме состояния  $I - \lg p$  для  $\text{N}_2$  и  $\text{CH}_4$  определяем энтальпии чистых компонентов на 1 кмоль пара и жидкости в пределах температур существования системы  $\text{CH}_4-\text{N}_2$  при 10 кгс/см<sup>2</sup> (табл. 7.5).

Строим сетку диаграммы: по оси абсцисс откладываем содержание  $\text{N}_2$ , по оси ординат — энтальпию в кДж/кмоль (рис. 7.12).

Далее наносим энтальпии чистых газообразных  $\text{N}_2$  и  $\text{CH}_4$  (табл. 7.5) на оси ординат для температур 170; 160 и 150 К. Соеди-



Т. К	Пар		Жидкость	
	$I_{\text{CH}_4}$	$I_{\text{N}_2}$	$I_{\text{CH}_4}$	$I_{\text{N}_2}$
	кДж/кмоль	кДж/кмоль	кДж/кмоль	кДж/кмоль
170	11 100	9420	4690	—
160	10 700	9100	3930	—
150	10 270	8800	3310	—
145	—	8640	3040	—
140	—	8480	2820	—
135	—	8330	2550	—
130	—	8160	2310	—
125	—	7990	2050	—
120	—	7810	1830	—
115	—	7630	1580	3460
110	—	7420	1360	3160
105	—	7210	—	2890
100	—	—	—	2610

няя эти точки прямыми, получаем соответствующие изотермы. Предполагаем, что теплота смешения равна нулю.

Ниже температуры 150 К газообразный метан при 10 кгс/см<sup>2</sup> не существует. Однако мы экстраполируем энтальпию CH<sub>4</sub> и ниже этой температуры, считая, что  $\Delta I/\Delta T$  в области экстраполяции имеет то же значение, что и выше 150 К. В результате получаем изотермы пара вплоть до 100 К, т. е. до температуры конденсации чистого азота при 10 кгс/см<sup>2</sup>. На рис. 7.12 показано несколько изотерм пара, построенных таким образом, начиная с изотермы 145 К.

Далее, пользуясь равновесными данными для системы CH<sub>4</sub>—N<sub>2</sub>, определяем температуры начала конденсации различных паровых смесей и наносим соответствующие точки на диаграмму I—x. Соединяя найденные точки, получаем линию конденсации.

Изотермы жидкости строятся по тому же принципу, что и для газа. Дело осложняется тем, что часть температур равновесия лежит выше критической температуры азота (126 К), вследствие чего энтальпию жидкого азота при этих температурах снять не представляется возможным. В этом случае можно поступить следующим образом: вычислить среднюю теплоемкость жидкого азота в интервале, скажем, 110—120 К и считать условно, что и далее, при температурах выше критической, теплоемкость азота в смеси остается такой же. Часть построенных таким образом изотерм жидкости на рис. 7.12 показана пунктиром (в области насыщения).

Принятое допущение не может привести к большим ошибкам, так как для изотерм высоких температур (выше 125 К) ошибка смягчается тем, что эти изотермы пересекаются кривой кипения при большом проценте метана, энтальпии которого сняты без всяких допущений. Поэтому отклонение, вызванное неточностью в определении энтальпии азота, влияет незначительно вследствие

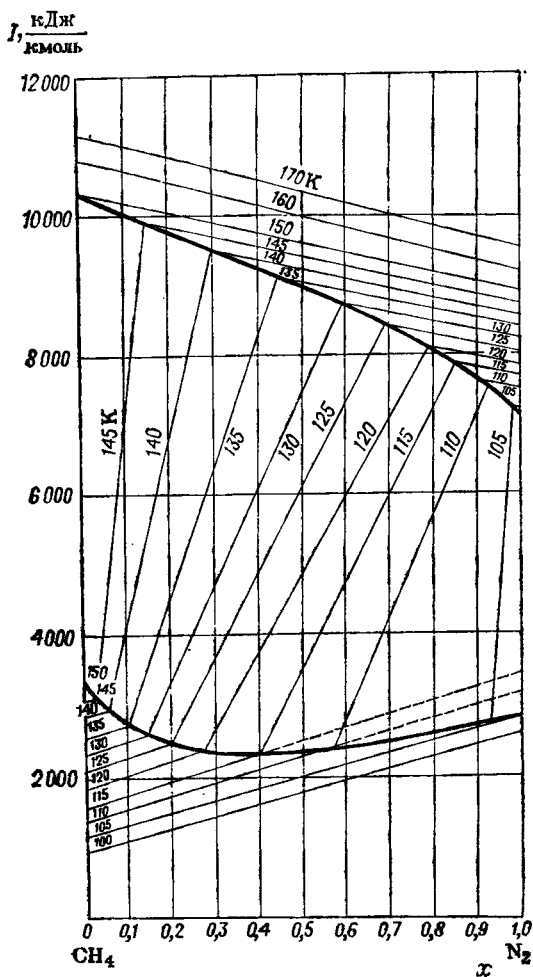


Рис. 7.12 (к примеру 7.13)

малой его доли. Для изотерм низких температур (ниже 125 K) энтальпии жидкого азота сняты без допущений.

По данным фазового равновесия системы  $\text{CH}_4$ - $\text{N}_2$  наносят на диаграмму точки начала кипения для жидких смесей разного состава и после соединения этих точек получают линию кипения диаграммы  $I$ - $x$ . В области насыщения проводят соединительные изотермы (соединяют составы жидкости на кривой кипения с равновесными составами пара на линии конденсации). На этом заканчивается построение диаграммы  $I$ - $x$ .

**Пример 7.14.** В ректификационную колонну непрерывного действия подается смесь, состоящая из 30% (мол.)  $\text{CH}_4$  и 70% (мол.)

$N_2$ . Смесь поступает в количестве  $1000 \text{ м}^3/\text{ч}$  в парообразном состоянии при  $p_{\text{абс}} = 10 \text{ кгс/см}^2$  и температуре насыщения. Здесь и далее в этом примере все объемные расходы (в  $\text{м}^3/\text{ч}$ ) указаны при нормальных условиях.

В результате разделения в колонне получаются газообразные продукты: фракция метана с содержанием 3%  $N_2$  и фракция азота с содержанием 5%  $CH_4$ .

Требуется, пользуясь диаграммой  $I-x$ , определить: а) количество получаемых фракций; б) минимальное число флегмы  $R_{\text{мин}}$ ; в) число ступеней изменения концентрации при коэффициенте избытка флегмы 1,25; г) количество теплоты, передаваемой в дефлегматоре колонны; д) количество теплоты, передаваемой в кубе (в случае вывода из куба колонны метановой фракции в жидком состоянии).

Решение. Используем диаграмму равновесия системы  $CH_4-N_2$  при  $10 \text{ кгс/см}^2$  в координатах  $I-x$ , построенную в предыдущем примере.

а) Для определения количества получаемой фракции строим на диаграмме вверх (рис. 7.13) прямую линию  $III-I-II$ ; точка  $I$  характеризует исходную смесь (70%  $N_2$ ), точка  $II$  — азотную фракцию (95%  $N_2$ ) и точка  $III$  — метановую фракцию (3%  $N_2$ ).

Количество получаемой метановой фракции на 1 кмоль исходной смеси, как следует из уравнения материального баланса

$$\frac{x_D - x_F}{x_D - x_W} = \frac{G_W}{G_F}, \text{ равно отношению отрезков } \frac{I-II}{III-II} = \frac{0,95 - 0,7}{0,95 - 0,03}.$$

Количество метановой фракции:

$$V_{CH_4} = \frac{0,25}{0,92} 1000 = 272 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Количество азотной фракции:

$$V_{N_2} = 1000 - 272 = 728 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

б) Определяем  $R_{\text{мин}}$ . Точка  $M$  представляет собой состояние исходной смеси, поступающей на разделение. Она должна лежать на главной прямой, соединяющей полюсы укрепляющей и исчерпывающей части колонны. Для определения наименьшего положения полюса колонны укрепления  $\pi_y$ , соответствующего  $R_{\text{мин}}$ , необходимо совместить главную прямую с изотермой, проходящей через точку  $M$  (линия  $MO$ ). Продолжая эту линию до пересечения с вертикалями, проведенными из значений концентраций получаемых фракций, найдем полюсы  $\pi_y$  и  $\pi_n$ , соответствующие  $R_{\text{мин}}$ .

Отношение отрезков:

$$\frac{MM'}{OK} = \frac{\pi_y M'}{\pi_y K} = \frac{R_{\text{мин}}}{R_{\text{мин}} + 1}.$$

В нашем случае:

$$\frac{MM'}{OK} = \frac{0,95 - 0,7}{0,95 - 0,217} = 0,341; R_{\text{мин}} = 0,518.$$

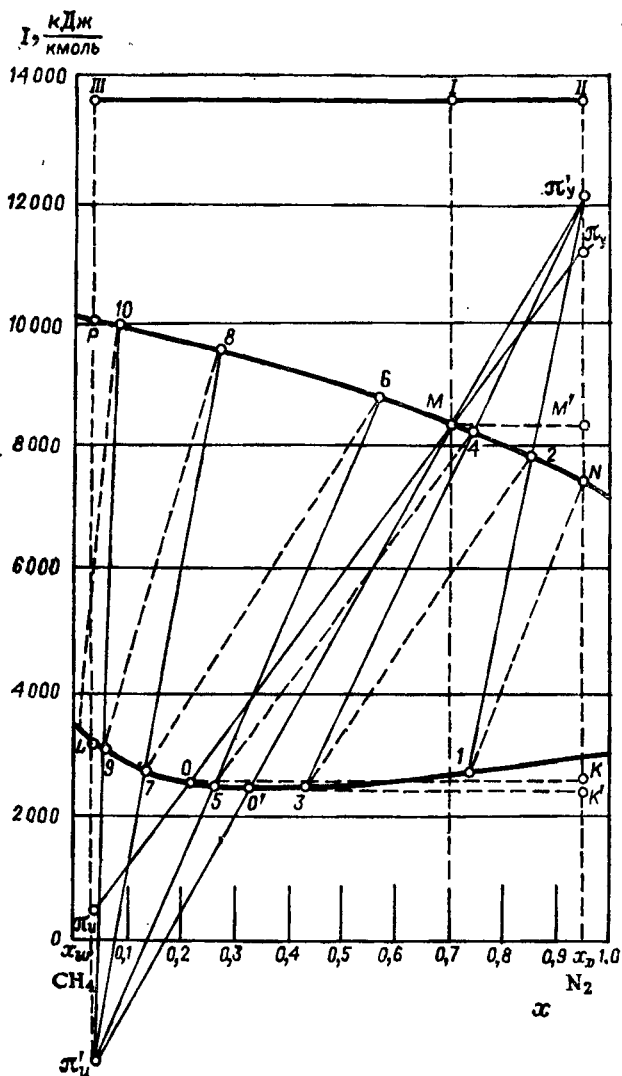


Рис. 7.13 (к примеру 7.14).

По условию, действительное число флегмы:

$$R = 1,25R_{\text{мин}} = 1,25 \cdot 0,518 = 0,647.$$

Определим положение действительного полюса  $\pi'_y$ , соответствующего числу флегмы  $R = 0,647$ .

Для этого из соотношения

$$\frac{MM'}{O'K'} = \frac{R}{R+1}$$

находим величину отрезка  $O'K'$

$$O'K' = MM' \frac{R+1}{R} = \frac{(0,95 - 0,7) 1,647}{0,647} = 0,637,$$

а затем абсциссу точки  $O'$ :

$$0,95 - 0,637 = 0,313.$$

Проведя прямую через точки  $M$  и  $O'$  до пересечения ее с вертикалями, абсциссы которых  $x_D$  и  $x_W$ , получим главную прямую для  $R = 0,647$ . Точки пересечения главной прямой с вертикалями — действительные полюсы  $\pi'_y$  и  $\pi'_n$ .

в) Далее определяем графическим путем число ступеней изменения концентрации. Для этого находим состав жидкости, равновесный с паром, содержащим 95%  $N_2$  (точка  $N$ ). Это будет точка 1, соединенная с точкой  $N$  изотермой. Далее проводим луч 1 —  $\pi'_y$ . Пересечение этого луча с кривой пара дает точку 2. Из точки 2 повторяем построение. Получив точку 5 на кривой жидкости левее главной прямой, дальнейшее построение ведем с помощью нижнего полюса  $\pi'_n$ . Число таких переходов дает число ступеней изменения концентрации. В результате получаем: в укрепляющей части (выше питания) две ступени (несколько больше); в исчерпывающей части (ниже питания) четыре ступени (несколько меньше).

г) Количество теплоты, отводимой в дефлегматоре, определяется разницей энтальпий в точках  $\pi'_y$  и  $N$ , т. е.

$$q_d = 12\,230 - 7330 = 4900 \text{ кДж/кмоль.}$$

Так как при разделении получается 728 м<sup>3</sup>/ч азотной фракции, то общее количество теплоты, передаваемое в дефлегматоре:

$$Q_d = 4900 \frac{728}{22,4} = 159\,000 \text{ кДж/ч} = \frac{159\,000 \cdot 10^3}{3600} = 44\,200 \text{ Вт.}$$

д) Количество теплоты, передаваемой в кубе колонны,  $q_k$  при отводе фракции метана в газообразном состоянии определяется разницей энтальпий в точках  $P$  и  $\pi'_n$ . При отводе метановой фракции в жидком виде отсутствует затрата теплоты на испарение фракции; в этом случае теплота  $q_k$  определяется разницей энтальпий в точках  $L$  и  $\pi'_n$ , что составляет 5150 кДж на 1 кмоль метановой фракции.

Общее количество теплоты, передаваемой в кубе колонны:

$$Q_k = \frac{5150 \cdot 10^3}{3600} \frac{272}{22,4} = 17\,300 \text{ Вт.}$$

**Пример 7.15.** Определить высоту и диаметр верхней (укрепляющей) части насадочной ректификационной колонны для разделения смеси метиловый спирт — вода под атмосферным давлением.

В колонну подается 1550 кг/ч исходной смеси, состоящей из 40% спирта и 60% воды. Концентрация дистиллята 97,5% спирта. В кубовом остатке содержится 2% спирта (проценты мольные).

Число флегмы  $R = 1,48$ . В качестве насадки применены кольца  $25 \times 25 \times 3$  мм. Колонна работает в режиме эмульгирования. Обогрев глухим паром.

Решение. При работе насадочной ректификационной колонны в режиме эмульгирования скорость пара в ней находим из уравнения (6.36).  $A = -0,125$ .

$$\lg \left( \frac{\omega^2 \sigma_{\Pi}^{1,0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = -0,125 - 1,75 \left( \frac{L}{G} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_{\Pi}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}.$$

В нашем случае:  $\sigma = 204 \text{ м}^2/\text{м}^3$  (табл. XVII);  $V_{\text{св}} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$ . Средний состав жидкости:

$$x_{\text{ср}} = (x_{\text{F}} + x_{\text{D}})/2 = (40 + 97,5)/2 = 70 \% \text{ (мол.) спирта};$$

$$\rho_{\Pi} \approx 840 \text{ кг/м}^3; \mu_{\text{ж}} \approx 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$$M_{\text{ж}} = 32 \cdot 0,7 + 18 \cdot 0,2 = 26,0.$$

Средний состав пара:

$$y_{\text{ср}} = (y_{\text{F}} + y_{\text{D}})/2 = (63 + 97,5)/2 = 80 \% \text{ (мол.) спирта}.$$

Здесь  $y_{\text{F}} = 63\%$  (мол.) — содержание спирта в паре, поступающем в верхнюю часть колонны (рис. 7.9; в примере 7.10 рабочая линия верхней части колонны занимает такое же положение, как и в нашем случае). Средняя температура в верхней части колонны  $\sim 72^\circ\text{C}$ . Имеем:

$$\rho_{\Pi} = \frac{[M_{\text{сн}} y_{\text{ср}} + M_{\text{в}} (1 - y_{\text{ср}})] T_0 \rho}{22,4 T \rho_0} = \frac{(0,8 \cdot 32 + 0,2 \cdot 18) 273 \cdot 1,033}{22,4 \cdot 345 \cdot 1} = 1,03 \text{ кг/м}^3;$$

$$\mu_{\Pi} = 1,11 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}.$$

Отношение массовых расходов жидкости и пара равно (при близких значениях  $M_{\Pi}$  и  $M_{\text{ж}}$ ):

$$\frac{L}{G} = \frac{R}{R+1} \frac{M_{\text{ж}}}{M_{\Pi}} \approx \frac{1,48}{2,48} = 0,6.$$

Подставляя эти значения в формулу (6.36), получаем:

$$\lg \left( \frac{\omega^2 \cdot 204 \cdot 1,03 \cdot 0,5^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3 \cdot 840} \right) = -0,125 - 1,75 \cdot 0,6^{0,25} \left( \frac{1,03}{840} \right)^{0,125};$$

$$\lg (0,0565 \omega^2) = -0,788,$$

откуда  $\omega = 1,7 \text{ м/с}$ .

Эквивалентную высоту насадки  $h_3$  рассчитываем по уравнению (7.23):

$$\begin{aligned}
 h_3 &= 5,2d_3 \operatorname{Re}_{\Pi}^{0,2} \left( \frac{G}{L} \right)^{0,75} \left( \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - \frac{mG}{L}} = \\
 &= 5,2 \frac{4V_{\text{св}}}{\sigma} \left( \frac{4\omega\rho_{\text{п}}}{\sigma\mu_{\text{п}}} \right)^{0,2} \left( \frac{R+1}{R} \right)^{0,35} \left( \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{R}{m(R+1)}}{1 - \frac{m(R+1)}{R}} = \\
 &= \frac{5,2 \cdot 4 \cdot 0,74}{204} \left( \frac{4 \cdot 1,7 \cdot 1,03}{204 \cdot 1,11 \cdot 10^{-2}} \right)^{0,2} \left( \frac{2,48}{1,48} \right)^{0,35} \left( \frac{840}{1,03} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{1,48}{0,45 \cdot 2,48}}{1 - \frac{0,45}{0,6}} = \\
 &= 0,86 \text{ м.}
 \end{aligned}$$

Как следует из рис. 7.9,  $m = 0,45$ , число ступеней изменения концентрации в пределах от  $x_D = 0,975$  до  $x_F = 0,4$  составляет 6,4 \*. Следовательно, требуемая высота насадки по уравнению (6.44):

$$H_{\text{п}} = h_3 n_T = 0,86 \cdot 6,4 = 5,5 \text{ м.}$$

Для определения диаметра колонны найдем предварительно расход дистиллята. Мольный расход питания:

$$G_F = \frac{G'_F}{x_F M_{\text{сш}} + (1 - x_F) M_{\text{в}}} = \frac{1500}{0,4 \cdot 32 + 0,6 \cdot 18} = 63,6 \text{ кмоль/ч.}$$

Из уравнений материального баланса колонны

$$G_D + G_W = 63,6; \quad 0,975G_D + 0,02G_W = 0,4 \cdot 63,6$$

находим расход дистиллята  $G_D = 25,3$  кмоль/ч.

Объемный расход пара в верхней части колонны:

$$V = \frac{G_D (R+1) 22,4T}{T_0 \cdot 3600} = \frac{25,3 (1,48 + 1) 22,4 \cdot 345}{273 \cdot 3600} = 0,493 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Требуемый диаметр колонны:

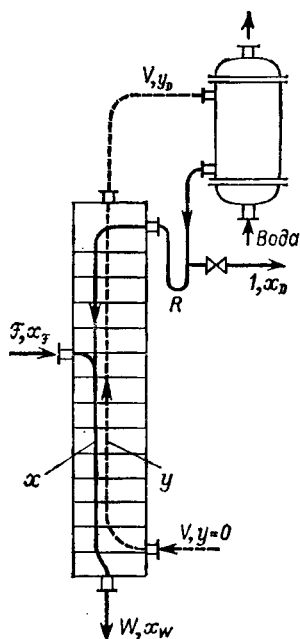
$$D = \sqrt{\frac{V}{w \cdot 0,785}} = \sqrt{\frac{0,493}{1,7 \cdot 0,785}} = 0,61 \text{ м.}$$

Принимаем колонну стандартного диаметра  $D_{\text{н}} = 0,6$  м.

**Пример 7.16.** В ректификационной колонне непрерывного действия разделяется под атмосферным давлением смесь этиловый спирт—вода, содержащая 25% (мол.) этилового спирта. Требуемая концентрация дистиллята 80% (мол.), допускаемое содержание спирта в кубовом остатке не выше 0,1% (мол.). В куб колонны по-

\* При более точном построении в большом масштабе число ступеней изменения концентрации получается немного больше 7.

Рис. 7.14 (к примеру 7.16).



дается острый пар. Определить рабочее число флегмы и относительные мольные расходы питания, подаваемого острого пара и кубового остатка на 1 кмоль дистиллята. Нанести рабочие линии на диаграмму  $y - x$ .

**Решение.** На рис. 7.14 дана схема материальных потоков (относительных мольных расходов) в ректификационной колонне, в куб которой подается острый пар. Из уравнений материального баланса колонны

$F + V = 1 + W$ ;  $Fx_F = x_D + Wx_W$ ;  $V = R + 1$   
при  $W = F + R$  получаем:

$$F = \frac{x_D + Rx_W}{x_F - x_W}; \quad W = \frac{x_D + Rx_F}{x_F - x_W}.$$

Уравнения рабочих линий:  
верхней части колонны

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1},$$

нижней части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{R+F}{R+1}x_W.$$

В этих уравнениях:  $F = G_F/G_D$ ;  $W = G_W/G_D$ ;  $V = G_V/G_D$ ;  $G_F, G_D, G_W, G_V$  — мольные расходы питания, дистиллята, кубового остатка, подаваемого пара, кмоль/с.

Рабочая линия верхней части колонны такая же, как и при обогреве колонны глухим паром — см. уравнение (7.6), она пересекает диагональ диаграммы  $y - x$  при  $x = x_D$  и ось ординат при

$$y = \frac{x_D}{R+1}.$$

Рабочая линия нижней части колонны пересекает ось абсцисс при  $x = x_W$ . Обе рабочие линии пересекаются при  $x = x_F$ .

Кривая равновесия, построенная по данным [7.5], имеет впадину (рис. 7.15). Для определения  $R_{\min}$  из точки  $A$  проводим касательную  $AB$  к кривой равновесия. Касательная  $AB$  отсекает на оси ординат отрезок, равный 37,5. Отсюда

$$\frac{x_D}{R_{\min} + 1} = 0,375 \quad \text{и} \quad R_{\min} = \frac{0,8 - 0,375}{0,375} = 1,13.$$

Рабочее число флегмы (по уравнению (7.12):

$$R = 1,3R_{\min} + 0,3 = 1,3 \cdot 1,13 + 0,3 = 1,77.$$



Отрезок, отсекаемый рабочей линией верхней части колонны на оси ординат при  $R = 1,77$ :

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0,8}{1,77+1} = 0,289.$$

Наносим рабочие линии на диаграмму — рис. 7.15 (на рисунке точка  $x_W$  на оси абсцисс нанесена не в масштабе). Находим относительные мольные расходы:

$$F = \frac{x_D + Rx_W}{x_F - x_W} = \frac{80 + 1,77 \cdot 0,1}{25 - 0,1} = 3,21;$$

$$W = \frac{x_D + Rx_F}{x_F - x_W} = \frac{80 + 1,77 \cdot 25}{24,9} = 4,98;$$

$$V = R + 1 = 1,77 + 1 = 2,77.$$

Проверка материального баланса:

$$F + V = 1 + W;$$

$$3,21 + 2,77 = 1 + 4,98.$$

Расход подаваемого в колонну острого пара следует проверить по уравнению теплового баланса колонны, которое имеет следующий вид:

$$G'_V t_n + G'_F c_F t_F = Q_d + G'_D c_D t_D + G'_W c_W t_W + Q_{\text{пот}}.$$

Здесь  $G'_V$ ,  $G'_F$ ,  $G'_D$ ,  $G'_W$  — массовые расходы пара, исходной смеси, дистиллята, кубового остатка, кг/с;  $G'_W = G'_V + G'_F - G'_D$ ;  $c_F$ ,  $c_D$ ,  $c_W$  — соответствующие удельные теплоемкости, Дж/(кг·К);  $t_F$ ,  $t_D$ ,  $t_W$  — температуры, °С;  $t_n$  — удельная энтальпия пара, Дж/кг;  $Q_d$  — расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре, Вт [уравнение (7.15)],  $Q_{\text{пот}}$  — тепловые потери в окружающую среду, Вт.

**Пример 7.17.** Определить число тарелок ректификационной колонны, необходимое для разделения смеси метиловый спирт—вода под атмосферным давлением. Содержание метилового спирта в питании  $x_F = 0,3$ , в дистилляте  $x_D = 0,9$ , в кубовом остатке  $x_W = 0,05$  (мольные доли). Флегмовое число  $R = 2$ . Зависимость коэффициента обогащения  $\eta$  от состава жидкости приведена в табл. 7.6.

**Решение.** Для определения числа тарелок используем метод кинетической кривой, позволяющей учесть зависимость коэффициента обогащения от состава [1].

По данным табл. XLVII строим для смеси метиловый спирт—вода кривую равновесия в координатах  $y$ — $x$  (рис. 7.16). Наносим на диаграмму рабочие линии (порядок их определения — см. пример 7.10):  $y = 0,67x + 0,3$  и  $y = 1,8x - 0,04$ .

Для построения кинетической кривой — линии, координаты точек которой ( $y$  и  $x$ ) представляют собой составы пара и жидкости, покидающих тарелки, необходимо:

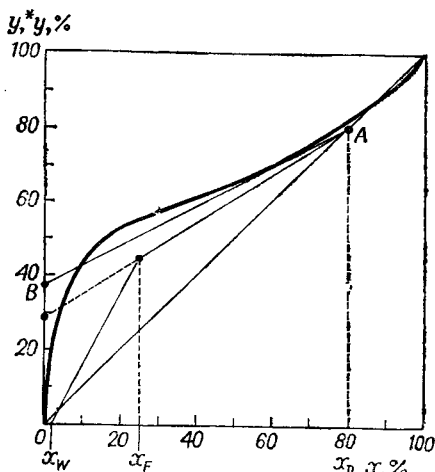


Рис. 7.15 (к примеру 7.16).

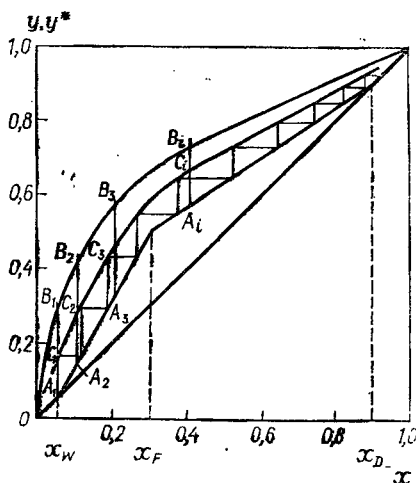


Рис. 7.16 (к примеру 7.17).

а) наметить на рабочих линиях ряд точек  $A_1, A_2, \dots, A_i$ , отвечающих нескольким сечениям колонны;

б) определить в выбранных сечениях предельное изменение состава пара  $y^* - y$ , изображаемое отрезками  $A_i B_i$ ;

в) определить по соотношению (7.21) действительное изменение состава пара  $\Delta y$  в выбранных сечениях колонны, т. е. найти отрезки  $A_i C_i$ :

$$A_i C_i = \eta A_i B_i;$$

г) нанести на диаграмму отрезки  $A_i C_i$  и соединить точки  $C_i$  плавной линией — кинетической кривой.

Этапы построения кинетической кривой следует отразить в таблице 7.6.

Таблица 7.6

$x$	0,05	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90
$\eta$	0,40	0,43	0,48	0,53	0,55	0,53	0,52	0,51	0,49	0,47
$y^* - y$	0,25	0,28	0,25	0,17	0,16	0,15	0,12	0,10	0,08	0,06
$\Delta y$ или $\eta (y^* - y)$	0,10	0,12	0,12	0,09	0,09	0,08	0,06	0,05	0,04	0,03

Примечание. Вместо значений  $y^* - y$  и  $\eta (y^* - y)$  в таблицу можно вносить непосредственно пропорциональные им длины отрезков  $A_i B_i, A_i C_i$  в мм;  $\eta = A_i C_i / A_i B_i$ .

Построив ступени между кинетической кривой и рабочей линией, определим число ступеней раздельно для верхней и нижней части колонны. Число ступеней дает число рабочих тарелок. Получаем: число тарелок нижней части колонны  $n_H = 4$  шт., верхней —  $n_B = 7$  шт. Тарелка питания — четвертая (при счете снизу).

## КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

7.1. Крезол ( $\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$ ) перегоняется с водяным паром а) под атмосферным давлением, б) под давлением 300 мм рт. ст. Определить: температуру перегонки; массовый состав получаемой смеси; объемный процент крезола в паре и его парциальное давление. Принять  $\phi = 0,8$ . Давление насыщенного пара крезола — см. рис. XIV (*ж-крезол*).

7.2. Глицерин очищается перегонкой с перегретым водяным паром при  $230^\circ\text{C}$  под вакуумом 590 мм рт. ст. Степень насыщения водяного пара глицерином 0,75. Определить расход пара, уходящего с 1 т глицерина. Сырой глицерин подается при температуре перегонки. Аппарат имеет внешний обогрев. Как изменится состав паровой смеси, если повысить вакуум до 620 мм рт. ст.? Температура кипения чистого глицерина под давлением 760 мм рт. ст. равняется  $290^\circ\text{C}$ , а под давлением 50 мм рт. ст.  $205^\circ\text{C}$ . Воспользоваться правилом линейности, взяв в качестве стандартной жидкости воду (табл. XXXVIII).

7.3. Смесь бензола и толуола кипит при  $95^\circ\text{C}$  под давлением 760 мм рт. ст. При  $95^\circ\text{C}$  давление насыщенного пара бензола  $P_6 = 1167$  мм рт. ст.; давление насыщенного пара толуола  $P_7 = 480$  мм рт. ст. Найти состав кипящей жидкости, считая, что смесь характеризуется законом Рауля.

Если жидкость будет содержать в два раза меньше толуола, то под каким давлением она будет кипеть при той же температуре?

7.4. Определить равновесные составы жидкости и пара для смеси метиловый спирт — вода при температуре  $50^\circ\text{C}$ : а) под давлением 300 мм рт. ст., б) под давлением 500 мм рт. ст., считая, что смесь характеризуется законом Рауля.

Объяснить полученный для случая б) результат.

7.5. Построить кривую равновесия  $x-y^*$  при общем давлении  $2 \text{ кгс/см}^2$  для смеси гексан — гептан, считая применимым закон Рауля. Давления насыщенных паров чистых компонентов взять по номограмме (рис. XIV).

7.6. Определить состав равновесного пара над жидкой смесью, состоящей из 10% (мол.) воды, 50% (мол.) уксусной кислоты и 40% (мол.) ацетона при  $t = 80^\circ\text{C}$ , считая, что компоненты смеси следуют закону Рауля.

7.7. 1000 кг бинарной смеси бензол — толуол, содержащей 30% (масс.) бензола, подвергают простой перегонке под атмосферным давлением. Определить количество и состав дистиллята, если содержание бензола в кубовом остатке равно 18% (масс.) Воспользоваться данными табл. 7.1.

7.8. 2600 кг смеси уксусной кислоты и воды подвергают простой перегонке под атмосферным давлением. Исходная смесь содержит 10% (мол.) уксусной кислоты, остаток — 50% (мол.) уксусной кислоты. Определить массу остатка и дистиллята и состав дистиллята. Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII.

**7.9.** В ректификационную колонну непрерывного действия поступает жидкость с 24% (мол.) легколетучего компонента. Концентрация дистиллята 95% (мол.), концентрация кубового остатка 3% (мол.) легколетучего компонента. В дефлегматор поступает 850 кмоль/ч пара, в колонну из дефлегматора поступает 670 кмоль/ч флегмы. Сколько получается кубового остатка?

**7.10.** Определить аналитически абсциссы точек пересечения рабочих линий ректификационной колонны с диагональю диаграммы  $y-x$  и друг с другом.

**7.11.** В ректификационной колонне непрерывного действия разгоняется смесь этилового спирта и воды. Уравнение рабочей линии нижней части колонны:  $y = 1,28x - 0,0143$ . Определить массовый процент спирта в кубовом остатке. Колонна обогревается глхим паром.

**7.12.** Колонна непрерывного действия перерабатывает смесь бензола и хлороформа. При ректификации получается дистиллят, содержащий 95% (масс.) легколетучего компонента. Питающая жидкость содержит 40% этого компонента. Найти тангенс угла наклона рабочей линии верхней части колонны, если известно, что рабочее число флегмы в 2 раза больше минимального. Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII.

**7.13.** В ректификационной колонне непрерывного действия разгоняется под атмосферным давлением 340 кмоль/ч смеси вода—уксусная кислота. Ордината точки пересечения рабочих линий 0,48. Уравнение рабочей линии верхней части колонны  $y = 0,84x + 0,15$ . Количество пара, поступающего в дефлегматор, 550 кмоль/ч. Определить количество кубового остатка (в кг/ч) и массовую концентрацию уксусной кислоты в нем.

**7.14.** В ректификационную колонну непрерывного действия подается 1000 кмоль/ч смеси, содержащей 30% (мол.) пентана и 70% (мол.) гексана. Верхний продукт содержит 95% (мол.) пентана, нижний — 90% (мол.) гексана. Определить количество верхнего и нижнего продуктов (в кг/ч), а также количество пара, конденсирующегося в дефлегматоре, если известно, что тангенс угла наклона рабочей линии верхней (укрепляющей) части колонны равняется 0,75.

**7.15.** Из ректификационной колонны выходит 1100 кг/ч дистиллята с содержанием 98,5% (масс.) легколетучего компонента и 3650 кг/ч кубового остатка с содержанием 96,6% (масс.) второго компонента. Число флегмы 2,94. Определить: а) массовый процент легколетучего компонента в питании колонны; б) количество пара (в кг/ч), поступающего из колонны в дефлегматор.

**7.16.** На одной из тарелок ректификационной колонны в верхней (укрепляющей) ее части кипит смесь азота и кислорода. Концентрация азота в жидкости, стекающей с тарелки, 50% (мол.). Найти состав жидкости, стекающей сверху на данную тарелку, если одна ступень изменения концентрации соответствует одной тарелке. Число флегмы 2,3. Верхний продукт при-

пять за чистый азот. Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII.

7.17. На одной из тарелок верхней части ректификационной колонны находится жидкость, содержащая 65% (мол.) легколетучего компонента. Колонна работает при флегмовом числе  $R = 2,5$ . Дистиллят содержит 98% легколетучего компонента.

Определить составы пара, приходящего на указанную тарелку и уходящего с нее, если коэффициент обогащения тарелки  $\eta_0 = 0,75$ , смесь следует закону Рауля, коэффициент относительной летучести  $\alpha = 2,5$ . Жидкость на тарелке полностью перемешивается.

7.18. В ректификационной колонне непрерывного действия  $x_D = 90\%$  (мол.),  $x_F = 30\%$  (мол.),  $x_W = 3\%$  (мол.),  $R = 8$ . Определить состав пара, приходящего на тарелку, где жидкость содержит: а) 75 и б) 15% (мол.) легколетучего компонента.

7.19. В ректификационной колонне непрерывного действия получается 200 кг/ч уксусной кислоты с концентрацией 70% (мол.) Перерабатывается смесь уксусной кислоты с водой, смесь поступает в колонну при температуре кипения. Содержание уксусной кислоты в исходной смеси 31% (мол.). С верха колонны отгоняется вода, содержащая 8% (мол.) уксусной кислоты. Давление в колонне атмосферное. Определить число ступеней изменения концентрации при числе флегмы 4. Определить также расход в кубе колонны греющего пара ( $p_{абс} = 4$  кгс/см<sup>2</sup>), имеющего влажность 5%. Тепловые потери составляют 4% от полезно затрачиваемой теплоты. Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII.

7.20. В ректификационную колонну поступает 5000 кг/ч смеси, состоящей из 29% (масс.) метилового спирта и 71% (масс.) воды. Уравнение рабочей линии верхней (укрепляющей) части колонны:  $y = 0,73x + 0,264$ . Кубового остатка получается 3800 кг/ч. Определить: а) массовый процент метилового спирта в кубовом остатке; б) количество пара (в кг/ч), поступающего из колонны в дефлегматор; в) расход воды в дефлегматоре, если она нагревается в нем на 12 К.

7.21. Уравнения рабочих линий ректификационной колонны для разделения смеси бензола и толуола под атмосферным давлением:  $y = 0,723x + 0,263$ ;  $y = 1,25x - 0,0188$ . В колонну подается 75 кмоль/ч смеси при температуре кипения. Греющий пар в кубе колонны имеет избыточное давление 3 кгс/см<sup>2</sup>. Определить требуемую поверхность нагрева в кубе колонны и расход греющего пара, имеющего влажность 5%. Коэффициент теплопередачи  $K = 580$  Вт/(м<sup>2</sup>·К). Тепловыми потерями пренебречь. Температуру кипения жидкости в кубе принять как для чистого толуола.

7.22. В ректификационную колонну непрерывного действия подается смесь вода—этиловый спирт, содержащая 10% (масс.) спирта. Определить расход теплоты в кубе колонны и количество отводимой теплоты в дефлегматоре на 1 кг дистиллята, содержащего 94% (масс.) спирта, если кубовый остаток практически не

содержит спирта. Исходная смесь вводится в колонну при температуре 70 °С. Укрепляющая часть колонны работает с числом флегмы 4. Тепловыми потерями пренебречь. Обогрев глухим паром.

7.23. Производительность ректификационной колонны для разделения смеси метиловый спирт — вода составляет 1500 кг/ч дистиллята. Колонна работает под атмосферным давлением. Поверхность теплообмена дефлегматора 60 м<sup>2</sup>, коэффициент теплопередачи в нем 810 Вт/(м<sup>2</sup>·К). Определить число флегмы и расход охлаждающей воды в дефлегматоре, если она нагревается от 15 до 35 °С.

7.24. Определить требуемую поверхность и расход воды в дефлегматоре ректификационной колонны для разделения бензолно-толуольной смеси при следующих условиях; количество верхнего продукта 600 кг/ч; число флегмы 3,75; начальная и конечная температуры охлаждающей воды 20 и 45 °С; коэффициент теплопередачи 700 Вт/(м<sup>2</sup>·К). Считать верхний продукт за чистый бензол. Давление в колонне атмосферное.

7.25. Определить необходимое число тарелок в ректификационной колонне периодического действия для разгонки смеси хлороформа — бензол под атмосферным давлением. Исходная смесь содержит 38 % (мол.) хлорсформа, дистиллят должен содержать 97% (мол.), кубовый остаток после перегонки — 10% (мол.). Коэффициент избытка флегмы 2. Данные о равновесных составах см. в табл. XLVII. На одну степень уменьшения концентрации приходится 1,4 тарелки.

7.26. В ректификационной колонне непрерывного действия разгоняется 5000 кг/ч смеси метиловый спирт—вода. Массовая концентрация метилового спирта в питании 20%, в верхнем продукте 90%. Коэффициент избытка флегмы 1,8. Расход воды на дефлегматор 40 м<sup>3</sup>/ч, вода в нем нагревается от 20 до 40 °С. Определить количество метилового спирта, уходящего с кубовым остатком.

7.27. Для обогрева куба ректификационной колонны, в которую подается на разделение 6 т/ч бензолно-толуольной смеси, имеется в распоряжении пар с абсолютным давлением 0,1 МПа. Концентрация исходной смеси 32% бензола. Требуемая концентрация дистиллята 97% бензола, кубового остатка — 95% толуола. Проценты массовые.

Определить: а) массовые расходы получаемого дистиллята и кубового остатка; б) давление в колонне; в) требуемое количество тарелок при числе флегмы 3,1 и при среднем к. п. д. тарелок  $\eta = 0,71$ ; г) расход греющего пара и расход воды в дефлегматоре при нагреве воды в нем на 15 К. Влажность греющего пара 5%.

Смесь характеризуется законом Рауля. Тепловые потери принять в размере 3% от полезно затрачиваемой теплоты. Питание подается в колонну при температуре кипения. Принять разность температур в кубе колонны 10 К.

7.28. Определить диаметр и высоту тарельчатой колонны для разделения смеси метиловый спирт—вода под атмосферным давлением. Расход исходной смеси 3 т/ч (0,84 кг/с). Содержание метилового спирта в питании 40% (мол.), в дистилляте 95% (мол.), в кубовом остатке 5% (мол.). Скорость пара в колонне 0,8 м/с, расстояние между тарелками  $H = 300$  мм. Зависимость коэффициента обогащения  $\eta$  от состава жидкости:

$x$	10	20	30	40	50	60	70	90
$\eta$	0,45	0,55	0,63	0,69	0,75	0,78	0,80	0,80

### ПРИМЕР РАСЧЕТА ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Расчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми тарелками для разделения под атмосферным давлением 10 т/ч жидкой смеси, содержащей 50 % (масс.) бензола и 50 % (масс.) толуола. Требуемое содержание бензола в дистилляте 96 % (масс.), требуемое содержание толуола в кубовом остатке 98 % (масс.). Исходная смесь перед подачей в колонну подогревается до температуры кипения. Греющий пар имеет давление  $p_{\text{греб}} = 3$  кгс/см<sup>2</sup> (0,3 МПа). В расчет входит определение расходов дистиллята, кубового остатка, флегмового числа, греющего пара, охлаждающей воды и определение основных размеров колонны —  $D$  и  $H$ . Определение числа тарелок выполнить: а) графически — методом теоретической тарелки; б) аналитически — методом от тарелки к тарелке — с помощью ЭВМ. Составы пара и жидкости на тарелках колонны вывести на печать.

Схема ректификационной установки дана на рис. 7.17.

#### 1. М а т е р и а л ь н ы й б а л а н с.

Обозначим массовый расход дистиллята через  $G_D$  кг/ч, кубового остатка через  $G_W$  кг/ч.

Из уравнений материального баланса (7.4) и (7.5)

$$G_D + G_W = 10\,000;$$

$$G_D \cdot 0,96 + G_W \cdot 0,02 = 10\,000 \cdot 0,5$$

находим  $G_D = 5110$  кг/ч,  $G_W = 4890$  кг/ч.

Для дальнейших расчетов выразим концентрации питания, дистиллята и кубового остатка в мольных долях (в соответствии с табл. 6.2).

Питание

$$x_F = \frac{x/M_6}{\frac{x_F}{M_6} + \frac{100 - x_F}{M_T}} = \frac{50/78}{\frac{50}{78} + \frac{50}{92}} = 0,542.$$

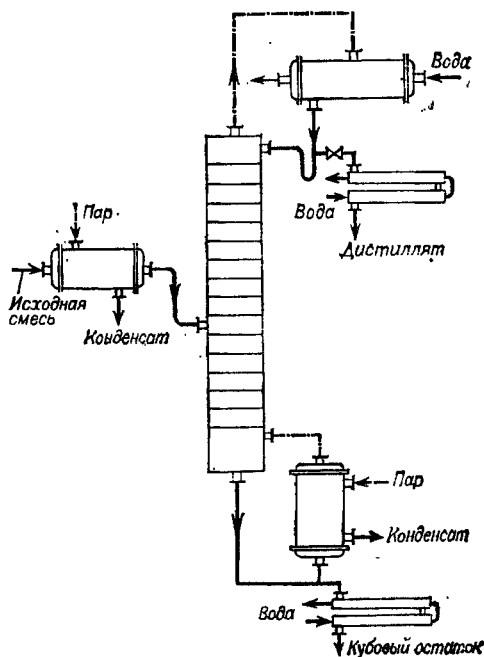


Рис. 7.17. Схема ректификационной установки.

Дистиллят:

$$x_D = \frac{\bar{x}_D/M_G}{\frac{\bar{x}_D}{M_G} + \frac{100 - \bar{x}_D}{M_T}} = \frac{96/78}{\frac{96}{78} + \frac{4}{92}} = 0,965.$$

Кубовый остаток:

$$x_W = \frac{\bar{x}_W/M_G}{\frac{\bar{x}_W}{M_G} + \frac{100 - \bar{x}_W}{M_T}} = \frac{2/78}{\frac{2}{78} + \frac{98}{92}} = 0,023.$$

Относительный мольный расход питания:

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0,965 - 0,023}{0,542 - 0,023} = 1,82.$$

Кривая равновесия (рис. 7.7) \* точек перегиба не имеет. Определяем минимальное число флегмы по уравнению (7.10):

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,965 - 0,74}{0,74 - 0,542} = 1,135,$$

где  $y_F^* = 0,74$  — мольную долю бензола в паре, равновесном с жидкостью питания, определяем по диаграмме  $y^* - x$ .

Рабочее число флегмы по уравнению (7.12):

$$R = 1,3R_{\text{мин}} + 0,3 = 1,3 \cdot 1,135 + 0,3 = 1,78.$$

Уравнения рабочих линий:

а) верхней (укрепляющей) части колонны

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{1,78}{2,78} x + \frac{0,965}{2,78};$$

$$y = 0,64x + 0,347;$$

б) нижней (исчерпывающей) части колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{F-1}{R+1} x_W = \frac{1,78+1,82}{2,78} x - \frac{1,82-1}{2,78} 0,023;$$

$$y = 1,3x - 0,0068.$$

II. Определение скорости пара и диаметра колонны.

Средние концентрации жидкости:

а) в верхней части колонны

$$x'_{\text{ср}} = (x_F + x_D)/2 = (0,542 + 0,965)/2 = 0,754;$$

б) в нижней части колонны

$$x''_{\text{ср}} = (x_F + x_W)/2 = (0,542 + 0,023)/2 = 0,283.$$

Средние концентрации пара находим по уравнениям рабочих линий:

а) в верхней части колонны

$$y'_{\text{ср}} = 0,64x'_{\text{ср}} + 0,347 = 0,64 \cdot 0,754 + 0,347 = 0,829;$$

\* В технических расчетах используют обычно экспериментальные данные о фазовом равновесии [6.7]. В этом примере использованы равновесные зависимости, полученные расчетным путем на основании закона Рауля, которые для системы бензол—толуол близки к экспериментальным данным.



б) в нижней части колонны

$$y''_{\text{ар}} = 1,3x''_{\text{ар}} = 0,0068 = 1,3 \cdot 0,283 - 0,0068 = 0,361.$$

Средние температуры пара определяем по диаграмме  $t-x, y$  (рис. 7.6):

а) при  $y'_{\text{ар}} = 0,829$   $t'_{\text{ар}} = 88$  °С,

б) при  $y''_{\text{ар}} = 0,361$   $t''_{\text{ар}} = 103$  °С.

Средние молярные массы и плотности пара:

а)  $M'_{\text{ар}} = 0,829 \cdot 78 + 0,171 \cdot 92 = 80,3$  кг/кмоль;

$$\rho'_{\text{ар}} = \frac{M'_{\text{ар}} T_0}{22,4 T'_{\text{ар}}} = \frac{80,3 \cdot 273}{22,4 \cdot 361} = 2,71 \text{ кг/м}^3;$$

б)  $M''_{\text{ар}} = 0,361 \cdot 78 + 0,639 \cdot 92 = 87$  кг/кмоль;

$$\rho''_{\text{ар}} = \frac{M''_{\text{ар}} T_0}{22,4 T''_{\text{ар}}} = \frac{87 \cdot 273}{22,4 \cdot 376} = 2,82 \text{ кг/м}^3.$$

Средняя плотность пара в колонне:

$$\rho_{\text{п}} = (\rho'_{\text{ар}} + \rho''_{\text{ар}})/2 = (2,71 + 2,82)/2 = 2,77 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности жидких бензола и толуола близки. Температура в веру колонны при  $y_D = 0,965$  равняется 82 °С, а в кубе-испарителе при  $x_W = 0,023$  она равна 109 °С (рис. 7.6).

Плотность жидкого бензола при 82 °С  $\rho_6 = 813$  кг/м<sup>3</sup>, а жидкого толуола при 109 °С  $\rho_T = 783$  кг/м<sup>3</sup> [4.15].

Принимаем среднюю плотность жидкости в колонне

$$\rho_{\text{ж}} = (813 + 783)/2 \approx 800 \text{ кг/м}^3.$$

Определяем скорость пара в колонне по уравнению (7.17). По данным каталога-справочника «Колонные аппараты» принимаем расстояние между тарелками  $h = 300$  мм. Для ситчатых тарелок по графику (рис. 7.2) находим  $C = 0,032$ .

Скорость пара в колонне по уравнению (7.17а):

$$\omega = C \sqrt{\rho_{\text{ж}}/\rho_{\text{п}}} = 0,032 \sqrt{800/2,77} = 0,54 \text{ м/с}.$$

Объемный расход проходящего через колонну пара при средней температуре в колонне  $t_{\text{ар}} = (88 + 103)/2 \approx 96$  °С

$$V = \frac{G_D (R + 1) 22,4 T_{\text{св}} \rho_0}{M_D T_0 \cdot 3600 \rho} = \frac{5110 (1,78 + 1) 22,4 \cdot 369 \cdot 1,033}{78,5 \cdot 273 \cdot 3600 \cdot 1} = 1,52 \text{ м}^3/\text{с},$$

где  $M_D$  — молярная масса дистиллята, равная

$$M_D = 0,965 \cdot 78 + 0,035 \cdot 92 = 78,5 \text{ кг/кмоль}.$$

Диаметр колонны:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \omega}} = \sqrt{\frac{1,52}{0,785 \cdot 0,54}} = 1,89 \text{ м}.$$

По каталогу-справочнику «Колонные аппараты» берем  $D = 1800$  мм. Тогда скорость пара в колонне будет:

$$\omega = \frac{V}{0,785 D^2} = \frac{1,52}{0,785 \cdot 1,8^2} = 0,6 \text{ м/с}.$$

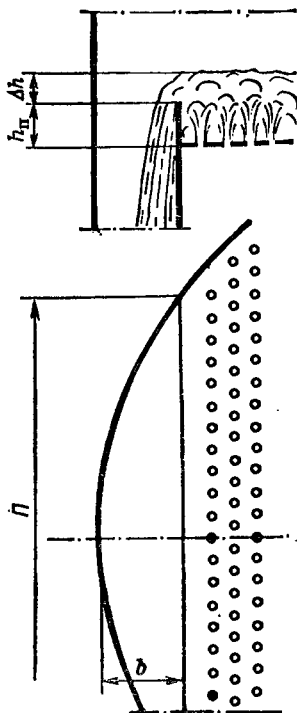


Рис. 7.18. Схема ситчатой тарелки.

### III. Гидравлический расчет тарелок.

Принимаем следующие размеры ситчатой тарелки: диаметр отверстий  $d_0 = 4$  мм, высота сливной перегородки  $h_n = 40$  мм. Свободное сечение тарелки (суммарная площадь отверстий) 8 % от общей площади тарелки. Площадь, занимаемая двумя сегментными переливными стаканами, составляет 20 % от общей площади тарелки.

Рассчитаем гидравлическое сопротивление тарелки в верхней и в нижней части колонны по уравнению (1.60):

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{\text{пж}}$$

а) Верхняя часть колонны.

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta p_{\text{сух}} = \zeta \omega_0^2 \rho_n / 2 = 1,82 \cdot 7,5^2 \cdot 2,71 / 2 = 138 \text{ Па,}$$

где  $\zeta = 1,82$  — коэффициент сопротивления нерошаемых ситчатых тарелок со свободным сечением 7 — 10 %;  $\omega_0 = 0,6 / 0,08 = 7,5$  м/с — скорость пара в отверстиях тарелки.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta p_{\sigma} = 4\sigma / d_0 = 4 \cdot 20,5 \cdot 10^{-3} / 0,004 = 20,5 \text{ Па,}$$

где  $\sigma = 20,5 \cdot 10^{-3}$  Н/м — поверхностное натяжение жидкости при средней температуре в верхней части колонны 88 °С [4.16] (у бензола и толуола практически одинаковое поверхностное натяжение);  $d_0 = 0,004$  м — диаметр отверстий тарелки.

Сопротивление парожидкостного слоя на тарелке:

$$\Delta p_{\text{пж}} = 1,3 h_{\text{пж}} \rho_{\text{пж}} g k.$$

Высота парожидкостного слоя (рис. 7.18):

$$h_{\text{пж}} = h_n + \Delta h.$$

Величину  $\Delta h$  — высоту слоя над сливной перегородкой рассчитываем по формуле:

$$\Delta h = \left( \frac{V_{\text{ж}}}{1,85 \Pi k} \right)^{2/3},$$

где  $V_{\text{ж}}$  — объемный расход жидкости, м<sup>3</sup>/с;  $\Pi$  — периметр сливной перегородки, м;  $k = \rho_{\text{пж}} / \rho_{\text{ж}}$  — отношение плотности парожидкостного слоя (пены) к плотности жидкости, принимаемое приближенно равным 0,5.

Объемный расход жидкости в верхней части колонны:

$$V_{\text{ж}} = \frac{G_D R M_{\text{ср}}}{M_D \rho_{\text{ж}}} = \frac{5110 \cdot 1,78 \cdot 81,4}{3600 \cdot 78,5 \cdot 800} = 0,00328 \text{ м}^3/\text{с,}$$

где  $M_{\text{ср}} = 0,754 \cdot 78 + 0,246 \cdot 92 = 81,4$  — средняя молярная масса жидкости, кг/кмоль.

Периметр сливной перегородки  $\Pi$  (рис. 7.18) находим, решая систему уравнений:

$$\left( \frac{\Pi}{2} \right)^2 + (R - b)^2 = R^2;$$

$$0,1 \pi R^2 = \frac{2}{3} \Pi b,$$

где  $R = 0,9$  м — радиус тарелки;  $\frac{2}{3}Pb$  — приближенное значение площади сегмента.

Решение дает:  $\Pi = 1,32$  м;  $b = 0,289$  м. Находим  $\Delta h$ :

$$\Delta h = \left( \frac{0,00328}{1,85 \cdot 1,32 \cdot 0,5} \right)^{2/3} = 0,0193 \text{ м.}$$

Высота парожидкостного слоя на тарелке:

$$h_{\text{пж}} = h_{\text{п}} + \Delta h = 0,04 + 0,0193 = 0,0593 \text{ м.}$$

Сопrotивление парожидкостного слоя:

$$\Delta p_{\text{пж}} = 1,3 h_{\text{пж}} k \rho_{\text{ж}} g = 1,3 \cdot 0,0593 \cdot 0,5 \cdot 800 \cdot 9,81 = 302 \text{ Па.}$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелки в верхней части колонны:

$$\Delta p' = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{\text{пж}} = 138 + 20,5 + 302 = 461 \text{ Па.}$$

б) Нижняя часть колонны:

$$\Delta p_{\text{сух}} = \frac{1,82 \cdot 7,5^2 \cdot 2,82}{2} = 144 \text{ Па; } \Delta p_{\sigma} = \frac{4 \cdot 18,8 \cdot 10^{-7}}{0,004} = 18,8 \text{ Па}$$

( $18,8 \cdot 10^{-3}$  Н/м — поверхностное натяжение жидкости при  $t_{\text{ср}} = 103$  °С);

$$V_{\text{ж}} = \left( \frac{G_D R}{M_D} + \frac{G_F}{M_F} \right) \frac{M_{\text{ср}}}{\rho_{\text{ж}}} = \left( \frac{5110 \cdot 1,78}{78,5} + \frac{10\,000}{84,4} \right) \frac{88}{3600 \cdot 800} = 0,00717 \text{ м}^3/\text{с.}$$

$$(M_F = 0,542 \cdot 78 + 0,458 \cdot 92 = 84,4 \text{ кг/кмоль; } M_{\text{ср}} = 0,283 \cdot 78 + 0,717 \cdot 92 = 88 \text{ кг/кмоль);}$$

$$\Delta h = \left( \frac{0,00717}{1,85 \cdot 1,32 \cdot 0,5} \right)^{2/3} = 0,0325 \text{ м;}$$

$$h_{\text{пж}} = 0,04 + 0,0325 = 0,0725 \text{ м}$$

$$\Delta p_{\text{пж}} = 1,3 \cdot 0,0725 \cdot 0,5 \cdot 800 \cdot 9,81 = 369 \text{ Па.}$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелки в нижней части колонны:

$$\Delta p'' = 144 + 18,8 + 369 = 532 \text{ Па.}$$

Проверим, соблюдается ли при расстоянии между тарелками  $h = 0,3$  м необходимое для нормальной работы тарелок условие

$$h > 1,8 \frac{\Delta p}{\rho_{\text{ж}} g}.$$

Для тарелок нижней части колонны, у которых гидравлическое сопротивление  $\Delta p$  больше, чем у тарелок верхней части:

$$\frac{1,8 \Delta p''}{\rho_{\text{ж}} g} = \frac{1,8 \cdot 532}{800 \cdot 9,81} = 0,122 \text{ м.}$$

Следовательно, вышеуказанное условие соблюдается:

Проверим равномерность работы тарелок — рассчитаем минимальную скорость пара в отверстиях  $w_{0, \text{мин}}$ , достаточную для того, чтобы ситчатая тарелка работала всеми отверстиями:

$$w_{0, \text{мин}} = 0,67 \sqrt{\frac{g \rho_{\text{ж}} h_{\text{пж}}}{\zeta \rho_{\text{п}}}} = 0,67 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 800 \cdot 0,0725}{1,82 \cdot 2,82}} = 7,05 \text{ м/с.}$$

Рассчитанная скорость  $w_{0, \text{мин}} = 7,5$  м/с; следовательно, тарелки будут работать всеми отверстиями.

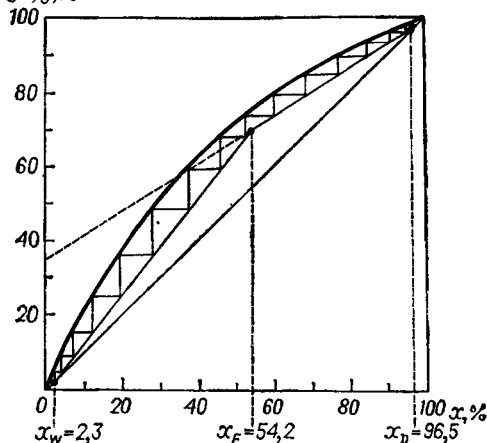
$y^*, y, \%$ 

Рис. 7.19. Определение числа ступеней изменения концентрации.

IV. Определение числа тарелок и высоты колонны.

а) Наносим на диаграмму  $y-x$  рабочие линии верхней и нижней части колонны (рис. 7.19) и находим число ступеней изменения концентрации  $n_T$ . В верхней части колонны  $n'_T \approx 7$ , в нижней части  $n''_T \approx 8$ , всего 15 ступеней.

Число тарелок рассчитываем по уравнению (7.19):

$$n = n_T / \eta.$$

Для определения среднего к. п. д. тарелок  $\eta$  находим коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов  $\alpha = P_B/P_T$  и динамический коэффициент вязкости исходной смеси  $\mu$  при средней температуре в колонне, равной  $96^\circ\text{C}$ .

При этой температуре давление насыщенного пара бензола  $P_B = 1204$  мм рт. ст., толуола  $P_T = 492,5$  мм рт. ст. (табл. 7.1), откуда  $\alpha = 1204/492,5 = 2,45$ .

Динамический коэффициент вязкости бензола при  $96^\circ\text{C}$  равен  $0,27$  сП, толуола  $0,29$  сП. Принимаем динамический коэффициент вязкости исходной смеси  $\mu = 0,28$  сП  $= 0,28 \cdot 10^{-3}$  Па·с.

Тогда

$$\alpha\mu = 2,45 \cdot 0,28 = 0,685.$$

По графику (рис. 7.4) находим  $\eta = 0,53$ . Длина пути жидкости на тарелке (рис. 7.18)

$$l = D - 2b = 1,8 - 2 \cdot 0,289 = 1,22 \text{ м.}$$

По графику (рис. 7.5) находим значение поправки на длину пути  $\Delta = 0,105$ . Средний к. п. д. тарелок по уравнению (7.20):

$$\eta_l = \eta (1 + \Delta) = 0,53 (1 + 0,105) = 0,59.$$

Для сравнения рассчитаем средний к. п. д. тарелки  $\eta_0$  по критериальной формуле, полученной путем статистической обработки многочисленных опытных данных для колпачковых и ситчатых тарелок:

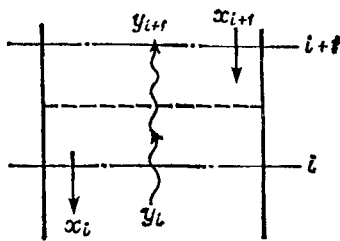
$$\eta_0 = 0,068 K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115}.$$

В этой формуле безразмерные комплексы:

$$K_1 = \frac{Re_{\Pi}}{Sc_{\Sigma}} Pr'_{\Sigma} \frac{\mu_{\Pi}}{\mu_{\Sigma}} = \frac{wh_{\Pi}\rho_{\Pi}}{Sc_{\Sigma}\mu_{\Sigma}} \frac{\mu_{\Sigma}}{\rho_{\Sigma}D_{\Sigma}} \frac{\mu_{\Sigma}}{\mu_{\Sigma}} = \frac{wh_{\Pi}\rho_{\Pi}}{Sc_{\Sigma}\rho_{\Sigma}D_{\Sigma}};$$

$$K_2 = \frac{Re_{\Pi}}{We} Pr'_{\Sigma} \frac{v_{\Pi}}{v_{\Sigma}} = \frac{wh_{\Pi}\sigma}{v_{\Pi}\rho_{\Sigma}\omega^2} \frac{v_{\Sigma}v_{\Pi}}{h_{\Pi}D_{\Sigma}v_{\Sigma}} = \frac{\sigma}{\omega\rho_{\Sigma}D_{\Sigma}};$$

Рис. 7.20. К потарелочному расчету колонны:  
 $i, i + 1$  — номера сечений, между которыми находится тарелка с номером  $i$ .



где  $w$  — скорость пара в колонне, м/с;  $S_{св}$  — относительная площадь свободного сечения тарелки;  $h_{п}$  — высота сливной перегородки, м;  $\rho_{п}$  и  $\rho_{ж}$  — плотности пара и жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{ж}$  — коэффициент диффузии легколетучего компонента в исходной смеси, определяемый по формуле (6.25), м<sup>2</sup>/с;  $\sigma$  — поверхностное натяжение жидкости питания, Н/м.

Физико-химические константы отнесены к средней температуре в колонне. Предварительно рассчитаем коэффициент диффузии  $D_{ж}$ :

$$D_{ж} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta\mu)^{0,5} T}{\mu_{ж} v^{0,6}}$$

В нашем случае:  $\beta = 1$ ;  $\mu_{ж} = 0,28$  сП =  $0,28 \cdot 10^{-3}$  Па·с;  $M = M_F = 84,4$  кг/кмоль;  $v = 6 \cdot 14,8 + 6 \cdot 3,7 = 15 = 96$ ;  $T = 96 + 273 = 369$  К,

Коэффициент диффузии:

$$D_{ж} = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} \cdot 84,4^{0,5} \cdot 369}{0,28 \cdot 96^{0,6}} = 5,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Безразмерные комплексы:

$$K_1 = \frac{w h_{п} \rho_{п}}{S_{св} \rho_{ж} D_{ж}} = \frac{0,6 \cdot 0,04 \cdot 2,77}{0,08 \cdot 800 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 1,79 \cdot 10^6;$$

$$K_2 = \frac{\sigma}{w \rho_{ж} D_{ж}} = \frac{19,7 \cdot 10^{-3}}{0,6 \cdot 800 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,71 \cdot 10^4.$$

Средний к. п. д. тарелки:

$$\eta_0 = 0,068 K_1^{0,1} K_2^{0,115} = 0,068 (1,79 \cdot 10^6)^{0,1} (0,71 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,63,$$

что близко к найденному значению  $\eta_1$ .

Число тарелок:

в верхней части колонны

$$n' = n'_1 / \eta_1 = 7/0,59 = 12;$$

в нижней части колонны

$$n'' = n''_1 / \eta_1 = 8/0,59 = 14.$$

Общее число тарелок  $n = 26$ , с запасом  $n = 30$ , из них в верхней части колонны 14 и в нижней части 16 тарелок.

Высота тарельчатой части колонны:

$$H_T = (n - 1) h = (30 - 1) 0,3 = 8,7 \text{ м}.$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелок:

$$\Delta p = \Delta p' n_v + \Delta p'' n_n = 461 \cdot 14 + 532 \cdot 16 = 14 950 \text{ Па} \approx 0,15 \text{ кгс/см}^2.$$

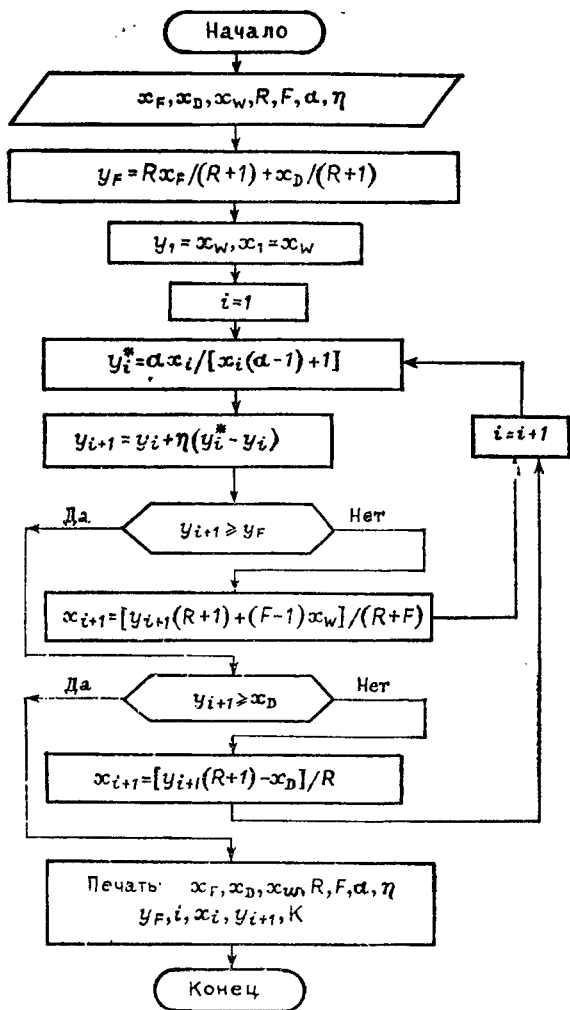
б) Система уравнений, позволяющая аналитически определить число тарелок, а также составы пара и жидкости разделяемой смеси бензол — толуол, покидающих каждую из тарелок, включает в себя уравнение равновесия (6.9), уравнение рабочих линий частей колонны (7.6) и (7.8), выражение для коэффициента обогащения (7.21).

Расчет состоит в последовательном определении в сечениях колонны между тарелками составов пара и жидкости ( $y_i, x_i$ ).

Нижние индексы у составов пара и жидкости отвечают номеру сечения. Номер тарелки совпадает с номером расположенного под нею сечения (рис. 7,20),

Принимаем, что 1) коэффициент стoisительной летучести постоянен; 2) коэффициент обогащения  $\eta$  постоянен; 3) куб-испаритель не обладает разделяющим действием, т. е. выходящий из него пар имеет тот же состав, что и кубовый остаток ( $y_1 = x_w$ ).

Блок-схема расчета:



Идентификаторы к примеру расчета колонны попараллельным методом:

Исходные данные

Величина	$x_F$	$x_D$	$x_w$	$R$	$\alpha$	$\eta$
Идентификатор	XF	XD	XW	R	ALFA	KPD

Величина	$F$	$y_F$	$x_i$	$y_i^*$	$y_{i+1}$	$n$
Идентификатор	$F$	$YF$	$X(I)$	$YR(I)$	$Y(I+1)$	$N$

Программа расчета:

```

PROGRAM
COMMENT ПОТАРЕЛОЧНЫЙ РАСЧЕТ КОЛОННЫ
REAL KPD
DIMENSION X(200), Y(200), YR(200)
READ (5) XF, XD, XW, R, ALFA, KPD
F=(XD-XW)/(XF-XW)
YF=R/(R+1.) * XF+XD/(R+1.)
I=0
X(I)=XW
Y(I)=XW
WRITE (6,1)
1 FORMAT (6X, 'I', 5X, 'X(I)', 5X, 'Y(I+1)')
2 I=I+1
N=I
YR(I)=ALFA * X(I)/(X(I) * (ALFA-1.)+1.)
Y(I+1)=Y(I)+KPD * (YR(I)-Y(I))
WRITE (6, 3) I, X(I), Y(I+1)
3 FORMAT (5X, I3, 2X, F8.5, 2X, F8.5)
IF(Y(I+1)>=YF) GO TO 4
X(I+1)=(Y(I+1) * (R+1.)+(F-1.) * XW)/(R+F)
GO TO 2
4 IF (Y(I+1)>=XD) GO TO 5
X(I+1)=(Y(I+1) * (R+1.)-XD)/R
GO TO 2
5 WRITE (6, 6) N
6 FORMAT (5X, 'ЧИСЛО ТАРЕЛОК N=', I3)
STOP
END⊗⊗
    
```

Результаты расчета даны в табл. 7.7.

Таблица 7.7

Составы жидкости и пара, покидающих тарелки колонны

$x_F = 54,2$ ;  $x_D = 96,5$ ;  $x_W = 2,3$ ;  $y_F = 69,42$ ;  $R = 1,78$ ;  $F = 1,82$ ;  $\alpha = 2,45$ ;  $\eta = 0,59$ .

Номер тарелки	$x, \%$	$y, \%$	Номер тарелки	$x, \%$	$y, \%$
1	2,30	4,1604	13	52,638	70,821
2	3,7366	6,8294	14	56,395	73,883
3	5,7977	10,531	15	61,177	77,154
4	8,6559	15,434	16	66,286	80,490
5	12,443	21,565	17	71,496	83,744
6	17,177	28,720	18	76,577	86,787
7	22,702	36,464	19	81,330	89,528
8	28,682	44,232	20	85,611	91,919
9	34,681	51,492	21	89,345	93,948
10	40,287	57,873	22	92,514	95,562
11	45,214	63,204	23	95,145	97,006
12	49,331	67,486			

### У. Тепловой расчет установки.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе, находим по уравнению (7.15):

$$Q_D = G_D (1 + R) r_D = \frac{5110}{3600} (1 + 1,78) 392 \cdot 10^3 = 1\,550\,000 \text{ Вт.}$$

Здесь

$$r_D = \bar{x}_D r_B + (1 - \bar{x}_D) r_T = 0,96 \cdot 392,4 \cdot 10^3 + 0,04 \cdot 377,8 \cdot 10^3 = 392 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

где  $r_B$  и  $r_T$  — удельные теплоты конденсации бензола и толуола при  $82^\circ\text{C}$ .

Расход теплоты, получаемой в кубе-испарителе от греющего пара, находим по уравнению (7.14):

$$\begin{aligned} Q_K &= Q_D + G_{DC} c_D t_D + G_W c_W t_W - G_{FC} t_F + Q_{\text{пот}} = \\ &= 1,03 \left( 1\,550\,000 + \frac{5110}{3600} 0,46 \cdot 4190 \cdot 82 + \frac{4890}{3600} 0,45 \cdot 4190 \cdot 109 - \right. \\ &\quad \left. - \frac{10\,000}{3600} 0,455 \cdot 4190 \cdot 91,5 \right) = 1\,615\,000 \text{ Вт.} \end{aligned}$$

Здесь тепловые потери  $Q_{\text{пот}}$  приняты в размере 3% от полезно затрачиваемой теплоты; удельные теплоемкости взяты соответственно при  $t_D = 82^\circ\text{C}$ ,  $t_W = 109^\circ\text{C}$  и  $t_F = 91,5^\circ\text{C}$ ; температура кипения исходной смеси  $t_F = 91,5^\circ\text{C}$  определена по рис. 7.6.

Расход теплоты в паровом подогревателе исходной смеси:

$$Q = 1,05 G_{FC} (t_F - t_{\text{нач}}) = 1,05 \frac{10\,000}{3600} 0,425 \cdot 4190 (91,5 - 18) = 382\,000 \text{ Вт.}$$

Здесь тепловые потери приняты в размере 5%, удельная теплоемкость исходной смеси  $c_F = (0,5 \cdot 0,43 + 0,5 \cdot 0,42) 4190 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$  взята при средней температуре  $(91,5 + 18)/2 \approx 55^\circ\text{C}$ .

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята:

$$Q = G_D c_D (t_D - t_{\text{кон}}) = \frac{5110}{3600} 0,43 \cdot 4190 (82 - 25) = 145\,500 \text{ Вт,}$$

где удельная теплоемкость дистиллята  $c_D = 0,43 \cdot 4190 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$  взята при средней температуре  $(82 + 25)/2 \approx 54^\circ\text{C}$ .

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка:

$$Q = G_W c_W (t_W - t_{\text{кон}}) = \frac{4890}{3600} 0,425 \cdot 4190 (109 - 25) = 203\,000 \text{ Вт,}$$

где удельная теплоемкость кубового остатка  $c_W = 0,425 \cdot 4190 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$  взята при средней температуре  $(109 + 25)/2 = 67^\circ\text{C}$ .

Расход греющего пара, имеющего давление  $p_{\text{абс}} = 4 \text{ кгс/см}^2$  и влажность 5%:

а) в кубе-испарителе

$$G_{г. п} = \frac{Q_K}{r_{г. п}} = \frac{1\,615\,000}{2141 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 0,8 \text{ кг/с,}$$

где  $r_{г. п} = 2141 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$  — удельная теплота конденсации греющего пара;

б) в подогревателе исходной смеси

$$G_{г. п} = \frac{382\,000}{2141 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 0,19 \text{ кг/с.}$$

Всего:  $0,8 + 0,19 = 0,99 \text{ кг/с}$  или  $3,6 \text{ т/ч}$ .



Расход охлаждающей воды при нагреве ее на 20 °С:

а) в дефлегматоре

$$V_{\text{в}} = \frac{Q_{\text{д}}}{c_{\text{в}}(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) \rho_{\text{в}}} = \frac{1\,550\,000}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,0185 \text{ м}^3/\text{с};$$

б) в водяном холодильнике дистиллята

$$V_{\text{в}} = \frac{145\,500}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,00174 \text{ м}^3/\text{с};$$

в) в водяном холодильнике кубового остатка

$$V_{\text{в}} = \frac{203\,000}{4190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0,00242 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Всего 0,0227 м<sup>3</sup>/с, или 82 м<sup>3</sup>/ч.

## Глава 8

---

### ЭКСТРАГИРОВАНИЕ

#### ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

Экстрагированием называется процесс извлечения одного или нескольких компонентов из смеси, находящейся в твердом или жидком состоянии, путем обработки растворителем (экстрагентом), избирательным по отношению к отдельным компонентам. Для последующего выделения целевого компонента из смеси с экстрагентом применяют выпаривание или ректификацию.

Целесообразность применения жидкостной экстракции определяется: 1) невозможностью разделения смеси ректификацией вследствие образования азеотропных смесей, нелетучести или недостаточной термической стойкости компонентов; 2) экономией теплоты, если затраты на ректификацию исходной смеси вследствие близости температур кипения составляющих компонентов, малых концентраций или других причин больше, чем расходы на экстракцию и отгонку растворителя из продуктов разделения.

Задачи по статике экстрагирования решаются преимущественно графическим путем — с помощью треугольной или прямоугольных диаграмм.

#### 1. Особенности треугольной диаграммы:

а) вершины треугольника (рис. 8.1) соответствуют чистым компонентам А, В и С, стороны треугольника АВ, ВС и АС — двухкомпонентным смесям А и В, В и С, А и С, точки внутри треугольника — трехкомпонентным системам [например, точка *g* является фигуративной, т. е. характеризующей следующий состав смеси: 70% (масс.) А, 20% (масс.) В и 10% (масс.) С];

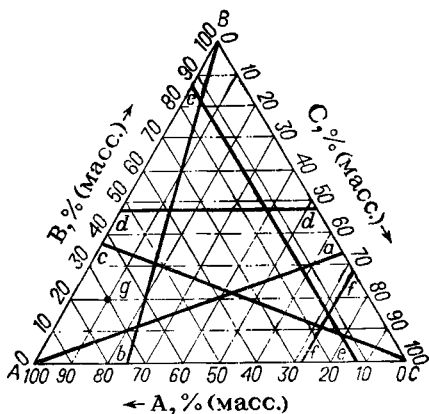


Рис. 8.1. Треугольная диаграмма.

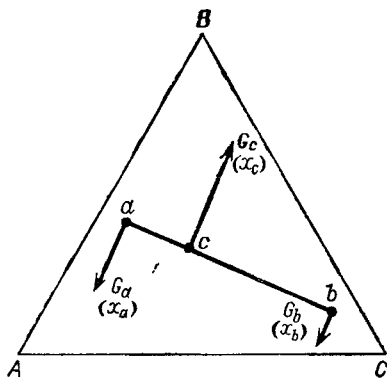


Рис. 8.2. Правило рычага

б) лучи  $Aa$ ,  $Bb$ ,  $Cc$ , проведенные из вершин треугольника, являются геометрическим местом фигуративных точек смесей с постоянным отношением содержаний двух других компонентов  $x_B/x_C$ ,  $x_A/x_C$ ,  $x_A/x_B$  соответственно;

в) линии  $dd$ ,  $ee$ ,  $ff$ , параллельные сторонам треугольника  $AC$ ,  $BC$ ,  $AB$ , являются геометрическим местом фигуративных точек смесей с постоянным содержанием компонентов  $B$ ,  $A$ ,  $C$  соответственно.

2. Правило рычага (частный случай правила центра тяжести): при смешении двух растворов, составы которых характеризуются на диаграмме любыми точками  $a$  и  $b$ , общий состав смеси выражается точкой  $c$ , лежащей на прямой  $ab$ , соединяющей эти точки; отрезки  $ac$  и  $bc$  обратно пропорциональны количествам взятых растворов (рис. 8.2)

$$G_a + G_b = G_c,$$

причем  $x_a + x_b \neq x_c$ .

Тогда

$$\left. \begin{aligned} G_a \bar{ac} &= G_b \bar{bc}; & G_a \bar{bc} &= G_b \bar{ac}; \\ G_c \bar{ac} &= G_b \bar{ab}; \\ G_c \bar{bc} &= G_a \bar{ab}; & G_c \bar{ab} &= G_b \bar{ac} = G_a \bar{bc}. \end{aligned} \right\} \quad (8.1)$$

Здесь  $G_a$ ,  $G_b$ ,  $G_c$  — масса компонентов смеси  $a$ ,  $b$  и  $c$ , кг;  $x_a$ ,  $x_b$ ,  $x_c$  — содержание любого компонента ( $A$ ,  $B$  и  $C$ ) в смеси  $a$ ,  $b$  и  $c$ , % (масс.).

Эти же соотношения действительны при расслаивании смеси  $a$  на две сосуществующих фазы  $x$  и  $b$ .

3. Типовые тройные системы, имеющие наибольшее значение, представлены на рис. 8.3 и 8.4. Здесь вершина треугольника  $A$  соответствует первичному растворителю (твердое тело или жидкость), вершина  $B$  — экстрагируемому компоненту (твердое тело

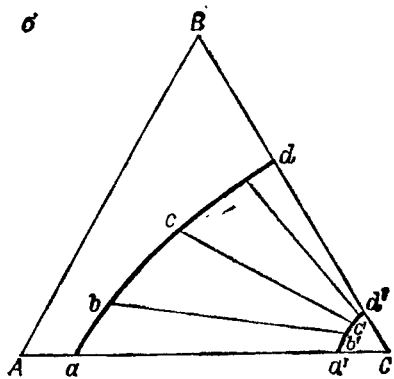
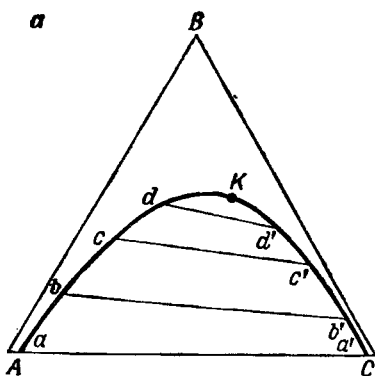


Рис. 8.3. Система жидкость—жидкость с одной (а) и с двумя (б) парами частично растворимых друг в друге компонентов (при  $t = \text{const}$ ).

или жидкость), вершина  $C$  — вторичному растворителю или экстрагенту (жидкость).

На рис. 8.3: линия  $abcdKd'c'b'a$  — пограничная (бинодальная) кривая; поле внутри этой кривой — область смесей, расслаивающихся на две сосуществующие фазы, состав которых выражается точками на кривой; поле вне пограничной кривой — область нераслаивающихся (гомогенных) растворов; точка  $K$  — критическая точка; левая часть пограничной кривой — ветвь рафинатов (остатка первичного растворителя после извлечения из него экстрагируемого вещества); правая часть пограничной кривой — ветвь экстрактов; отрезки  $bb'$ ,  $cc'$ ,  $dd'$ , соединяющие фигуративные точки сосуществующих фаз, — хорды равновесия (конноды) \*.

На рис. 8.4: линия  $abcde$  — пограничная кривая; поле слева — область трехкомпонентных гетерогенных смесей; поле справа — область расслаивания; сторона треугольника  $BC$  характеризует составы верхнего потока (раствор экстрагируемого вещества в растворителе); пограничная кривая характеризует составы нижнего потока (гетерогенная смесь твердого нерастворимого вещества экстрагируемого компонента и растворителя, удерживаемого в порах твердого вещества); хорды равновесия  $bb'$ ,  $cc'$ ,  $dd'$  при своем продолжении проходят через вершину треугольника  $A$ .

\* Описание графической интерполяции хорд равновесия на треугольной диаграмме см. в примере 8.1.

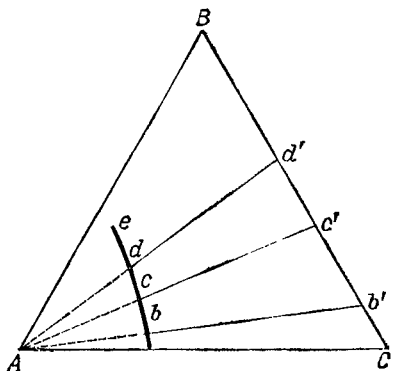


Рис. 8.4. Система твердое тело—жидкость (при  $t = \text{const}$ ).

4. Коэффициент распределения экстрагируемого компонента В между фазами экстракта и рафината выражается соотношением:

$$k = y_B/x_B; k \leq 1, \quad (8.2)$$

где  $y_B$  — содержание экстрагируемого компонента В в фазе экстракта, % (масс.);  $x_B$  — равновесное содержание экстрагируемого компонента В в фазе рафината, % (масс.).

Обычно коэффициент распределения зависит от концентраций, поэтому аналитические расчеты [8.1] дают только приближенный результат.

#### 5. Прямоугольные диаграммы.

Если взаимной растворимостью первичного (А) и вторичного (С) растворителей можно пренебречь, для графического расчета используют более удобную прямоугольную диаграмму в координатах  $x'_B$  —  $y'_B$  (массовые относительные доли). При этом

$$\left. \begin{aligned} x'_B &= \frac{x_B}{100 - x_B} \frac{\text{кг экстрагируемого компонента}}{\text{кг первичного растворителя}} \text{ в фазе рафината;} \\ y'_B &= \frac{y_B}{100 - y_B} \frac{\text{кг экстрагируемого компонента}}{\text{кг вторичного растворителя}} \text{ в фазе экстракта.} \end{aligned} \right\} \quad (8.3)$$

6. Прямоугольные диаграммы используют также в тех случаях, когда из-за скученности линий треугольная диаграмма не дает достаточной точности.

По оси ординат откладывают отношение содержания одного из компонентов тройной системы к сумме содержаний двух других компонентов, а по оси абсцисс — отношение содержания другого компонента к этой же сумме. Часто используются, например, следующие координаты:

а) Координаты  $X$ ,  $Y-z$ ,  $Z$  и  $X - Y^*$  для системы жидкость — жидкость (рис. 8.5; обозначения те же, что на рис. 8.3):

$$\left. \begin{aligned} X &= \frac{x_B}{x_A + x_B} = \frac{x_B}{100 - x_C} \frac{\text{кг В}}{\text{кг (А + В)}} \text{ в фазе рафината;} \\ Y &= \frac{y_B}{y_A + y_B} = \frac{y_B}{100 - y_C} \frac{\text{кг В}}{\text{кг (А + В)}} \text{ в фазе экстракта;} \\ z &= \frac{x_C}{x_A + x_B} = \frac{x_C}{100 - x_C} \frac{\text{кг С}}{\text{кг (А + В)}} \text{ в фазе рафината;} \\ Z &= \frac{y_C}{y_A + y_B} = \frac{y_C}{100 - y_C} \frac{\text{кг С}}{\text{кг (А + В)}} \text{ в фазе экстракта.} \end{aligned} \right\} \quad (8.4)$$

\* Вспомогательная диаграмма для нахождения хорд равновесия.

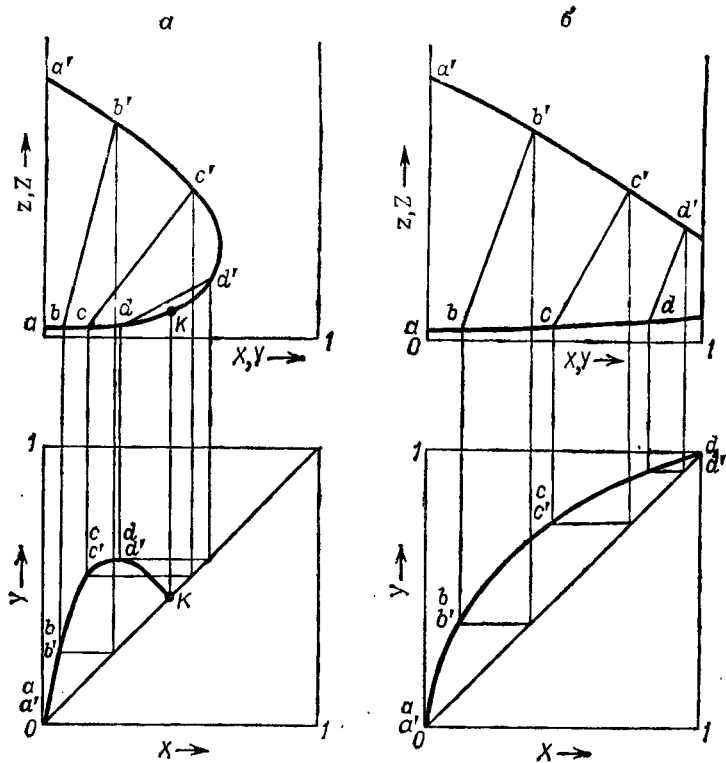


Рис. 8.4, б. Система жидкость — жидкость с одной (а) и с двумя (б) парами частично растворимых друг в друге компонентов (при  $t = \text{const}$ ).

Формулы для обратного пересчета:

$$\left. \begin{aligned} x_A &= \frac{1-X}{1+z}; & y_A &= \frac{1-Y}{1+Z}; & x_B &= \frac{X}{1+z}; & y_B &= \frac{Y}{1+Z}; \\ x_C &= \frac{z}{1+z}; & y_C &= \frac{Z}{1+Z}. \end{aligned} \right\} \quad (8.4a)$$

б) Координаты  $X', Y' - z', Z'$  для системы твердое тело — жидкость (рис. 8.6; обозначения те же, что на рис. 8.4):

$$\left. \begin{aligned} X' &= \frac{x_B}{x_B + x_C} = \frac{x_B}{100 - x_A} \frac{\text{кг В}}{\text{кг (В + С)}} \quad \text{в нижнем потоке;} \\ Y' &= \frac{y_B}{y_B + y_C} = \frac{y_B}{100 - y_A} \frac{\text{кг В}}{\text{кг (В + С)}} \quad \text{в верхнем потоке;} \\ z' &= \frac{x_A}{x_B + x_C} = \frac{x_A}{100 - x_A} \frac{\text{кг А}}{\text{кг (В + С)}} \quad \text{в нижнем потоке;} \\ Z' &= \frac{y_A}{y_B + y_C} = \frac{y_A}{100 - y_A} \frac{\text{кг А}}{\text{кг (В + С)}} \quad \text{в верхнем потоке.} \end{aligned} \right\} \quad (8.5)$$

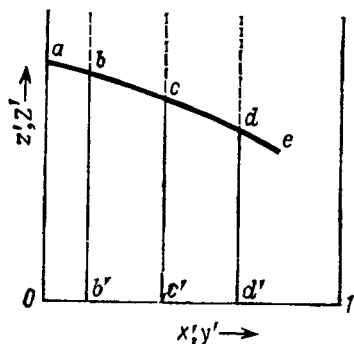


Рис. 8.6. Система твердое тело—жидкость (при  $t = \text{const}$ ).

В этих формулах:  $x_A, x_B, x_G$  — содержание компонентов А, В, С в фазе рафината (в нижнем потоке), % (масс.);  $y_A, y_B, y_G$  — равновесное содержание компонентов А, В, С в фазе экстракта (в верхнем потоке), % (масс.).

7. Жидкостная экстракция в перекрестном токе.

Уравнение общего материального баланса  $n$ -й ступени экстрагирования \* (рис. 8.7, а):

$$G_{R, n-1} + G_{S, n} = G_{R, n} + G_{E, n}. \quad (8.6)$$

Уравнение материального баланса  $n$ -й ступени по экстрагируемому компоненту:

$$G_{R, n-1}x_{n-1} + G_{S, n}y_S = G_{R, n}x_n + G_{E, n}y_n. \quad (8.7)$$

В случае, когда взаимной растворимостью первичного растворителя и экстрагента можно пренебречь, для расчета применяют прямоугольную диаграмму в координатах  $x'—y'$ .

Количество первичного растворителя А (в кг или кг/с) в исходной смеси:

$$G_A = G_F \frac{100 - x_F}{100}. \quad (8.8)$$

\* Значения индексов:  $F$  — исходная смесь;  $S$  — вторичный растворитель или экстрагент;  $R$  — рафинат;  $E$  — экстракт.

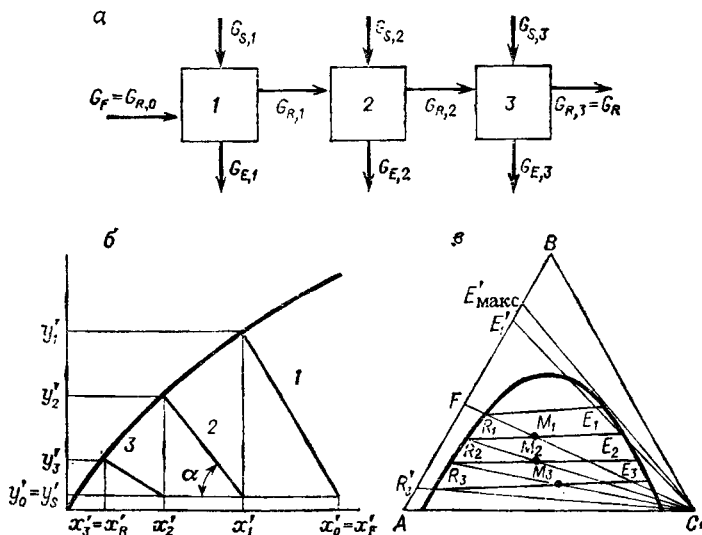


Рис. 8.7. Жидкостная экстракция в перекрестном токе.

Количество вторичного растворителя  $C_n$  (в кг или кг/с) в экстракте:

$$G_{C_n} = G_S \frac{100 - y_s}{100}. \quad (8.9)$$

Уравнение рабочей линии  $n$ -й ступени:

$$y'_n = - \frac{G_A}{G_{G_n}} (x'_n - x'_{n-1}) + y'_s. \quad (8.10)$$

Угол наклона рабочей линии  $\alpha$  характеризуется соотношением:

$$\operatorname{tg} \alpha = G_A / G_{G_n}. \quad (8.11)$$

Число ступеней изменения концентрации (число ступеней экстрагирования) определяется числом рабочих линий на диаграмме (рис. 8.7, б).

В случае частичной взаимной растворимости первичного растворителя и экстрагента для расчетов пользуются треугольной диаграммой (рис. 8.7, в).

Положение точки  $M_n$ , характеризующей общий состав смеси на  $n$ -й ступени, определяется по правилу рычага из соотношения потоков  $G_{R, n-1} / G_{S, n-1}$ .

Составы рафината  $x_n$  и экстракта  $y_n$ , выходящих с  $n$ -й ступени, определяются концами хорды равновесия ( $R_n$  и  $E_n$ ), проведенной через точку  $M_n$ . Количество рафината и экстракта определяются также по правилу рычага.

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования определяется числом хорд равновесия  $E_n R_n$ , вмещающихся при построении на диаграмме до достижения заданного состава рафината  $x_R$ .

Состав и количество экстрактов или рафината после отгонки растворителя определяются точкой пересечения луча, проведенного через вершину треугольника  $C$  и фигуративную точку сырого экстракта или рафината, со стороной  $AB$ .

Порядок расчетов и графических построений см. в примерах 8.2 и 8.3.

### 8. Противоточная жидкостная экстракция.

Уравнение общего материального баланса  $n$ -ступенчатой экстракционной установки (рис. 8.8, а):

$$G_F + G_S = G_R + G_E. \quad (8.12)$$

Уравнение материального баланса по экстрагируемому компоненту:

$$G_F x_F + G_S y_S = G_R x_R + G_E y_E. \quad (8.13)$$

В случае, когда взаимной растворимостью первичного растворителя и экстрагента можно пренебречь, количество чистых растворителей первичного  $G_A$  и вторичного  $G_C$  по всем ступеням уста-

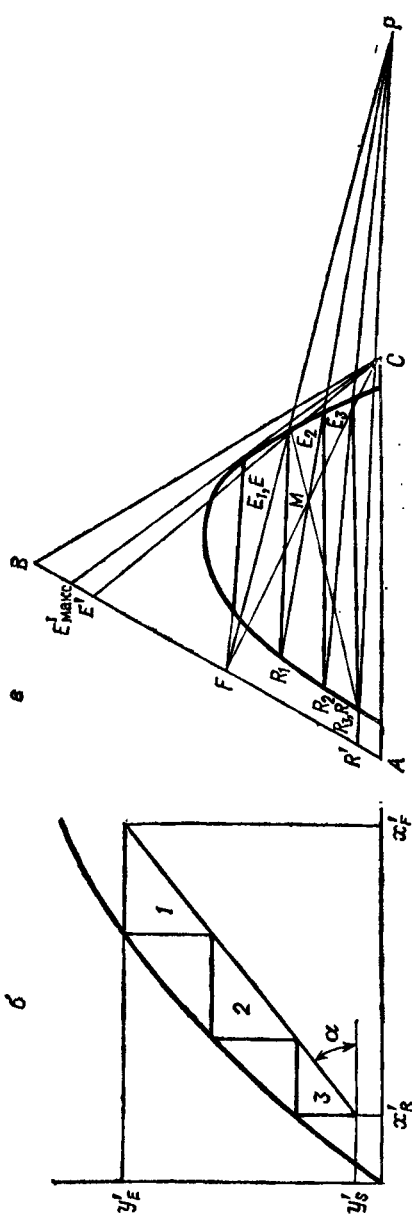
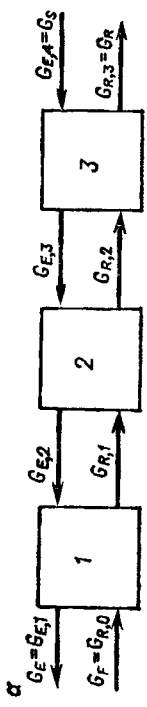


Рис. 3.8. Противоточная жидкостная экстракция.



новки будут одинаковыми. Тогда уравнение материального баланса по экстрагируемому компоненту:

$$G_A(x'_F - x'_R) = G_C(y'_E - y'_S). \quad (8.14)$$

Уравнение рабочей линии:

$$y'_{n+1} = \frac{G_A}{G_G}(x'_n - x'_F) + y'_E. \quad (8.15)$$

Угол наклона рабочей линии  $\alpha$  (рис. 8.8, б) определяется из соотношения:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{G_A}{G_G} = \frac{y'_E - y'_S}{x'_F - x'_R}. \quad (8.16)$$

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования определяется графически так же, как при абсорбции и ректификации.

В случае расчета процесса с помощью треугольной диаграммы (рис. 8.8, в) количества потоков выражаются положением точки  $M$ , характеризующей фиктивный (условный) общий состав смеси в экстракционной установке, и определяются по правилу рычага из соотношений

$$G_F + G_S = G_R + G_E = G_M; \\ G_F/G_S = \overline{MC}/\overline{FM}; \quad G_E/G_R = \overline{MR}/\overline{ME}. \quad (8.17)$$

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования определяется числом хорд равновесия  $E_n R_n$ , вмещающихся при построении на диаграмме до достижения заданного состава raffinata  $x_R$ .

Точка  $P$ , называемая полюсом экстрагирования, является точкой пересечения прямых, проведенных через точки  $F$  и  $E$ ,  $R$  и  $C$ ,  $R_n$  и  $E_{n+1}$ , и служит для отыскания фигуративных точек экстрактов на экстрактивной ветви пограничной кривой\*. Порядок расчетов и графических построений см. в примере 8.4.

9. Противоточная жидкостная экстракция с возвратом\*\*.

Общий материальный баланс экстракционной установки (рис. 8.9, а):

$$G_F = G'_E + G'_R \quad (8.18)$$

(здесь и в дальнейшем принято, что потоки  $G_{S,0}$ ,  $G_{S-1}$  и  $G_{S,n+1}$  представляют собой чистый растворитель  $S$ , а потоки  $G'_E$ ,  $G'_R$  не содержат растворителя).

Материальный баланс по экстрагируемому компоненту  $B$ :

$$G_F X_F = G'_E Y_E + G'_R X_R. \quad (8.19)$$

\* Полное экстрагирования может находиться как справа, так и слева от треугольника.

\*\* В зависимости от условий может применяться возврат как одного, так и обоих продуктов.

Минимальные коэффициенты возврата экстракта  $R_{E_{\text{мин}}}$  и рафината  $R_{R_{\text{мин}}}$  определяются (рис. 8.9, б) точками пересечения  $P_{E_{\text{мин}}}$  и  $P_{R_{\text{мин}}}$  (полюсы экстрактной, или укрепляющей, и рафинатной, или исчерпывающей, частей колонны) хорды равновесия  $ab$ , проходящей при своем продолжении через точку  $F$ , с ординатами, проведенными через фигуративные точки  $E'$  и  $R'$ :

$$\left. \begin{aligned} R_{E_{\text{мин}}} &= G_{R, 0}/G_F = \overline{P_{E_{\text{мин}}}E_1/E_1E}; \\ R_{R_{\text{мин}}} &= G_{R, n+1}/G_R = \overline{P_{R_{\text{мин}}}R/RE_{n+1}}. \end{aligned} \right\} \quad (8.20)$$

Минимальным возвратам соответствует бесконечно большое необходимое число ступеней экстрагирования. Рабочие коэффициенты возврата:

$$\left. \begin{aligned} R_E &= \beta R_{E_{\text{мин}}} = \overline{P_E E_1/E_1 E}; \\ R_R &= \beta R_{R_{\text{мин}}} = \overline{P_R R/RE_{n+1}}. \end{aligned} \right\} \quad (8.21)$$

где  $\beta$  — коэффициент избытка возврата, всегда больший единицы.

Количества потоков и расход растворителя рассчитываются путем последовательных вычислений:

$$G_{S-1} = G'_E z_E;$$

$$G_E = G'_E + G_{S-1} = G'_E (1 + z_E); \quad (8.22)$$

$$G_{R, 0} = R_E G_E;$$

$$G_{R, 0} + G_E = G_E (1 + R_E) = G'_E (1 + z_E) (1 + R_E);$$

$$G_{S, 0} = \frac{G_{R, 0} + G_F}{1 + z_E} (Z_{E, 1} - z_E) = G'_E (1 + R_E) (Z_{E, 1} - z_E); \quad (8.23)$$

$$G_{E, 1} = G_{S, 0} + (G_{R, 0} + G_E) \text{ и т. д.}; \quad (8.24)$$

$$G_{S, n+1} = G'_R z_R;$$

$$G_R = G'_R + G_{S, n+1} = G'_R (1 + z_R);$$

$$G_{R, n+1} = R_R G_R = R_R G'_R (1 + z_R);$$

$$G_{C, n+1} = R_R G'_R z_R \text{ и т. д.} \quad (8.25)$$

Здесь  $G_{C, n+1}$  — количество растворителя  $C$  в рафинате  $G_{R, n+1}$ , направляемом в смеситель.

Общее количество циркулирующего растворителя:

$$G_{S_{\text{общ}}} = G'_E [(1 + R_E) (Z_{E, 1} - z_E) + z_E] + G'_R (1 - R_R) z_R. \quad (8.26)$$

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования определяется графически с помощью диаграмм  $X, Y-z, Z$  и  $X-Y$  (рис. 8.9, б). Методика построения описана в примерах 8.10 и 8.11.

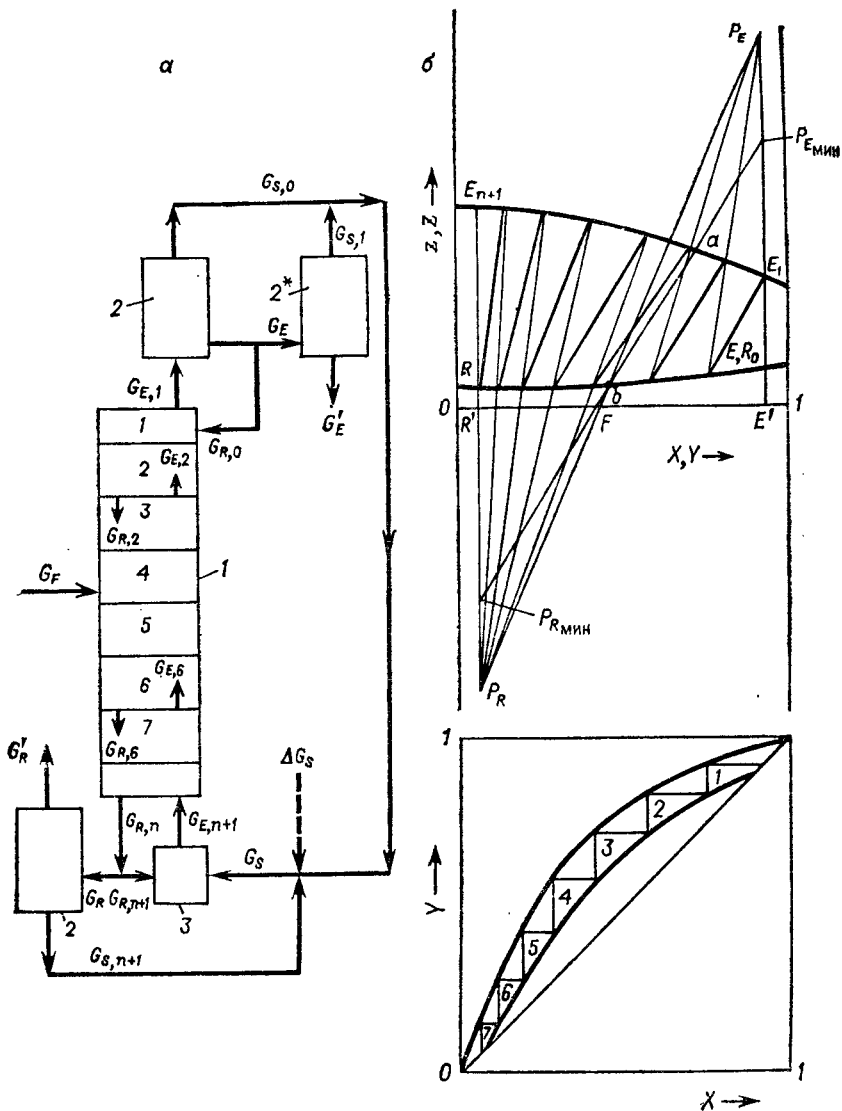


Рис. 8.9. Противоточная жидкостная экстракция с возвратом:  
 1 — экстрактор; 2, 2\* — аппараты для отгонки растворителя; 3 — смеситель.

### 10. Экстрагирование из твердого тела (выщелачивание) с периодической сменой растворителя\*.

Уравнения материальных балансов  $n$ -й ступени те же, что и для жидкостной экстракции в перекрестном токе [рис. 8.10, а и уравнения (8.6) и (8.7)].

\* Схема процесса аналогична жидкостной экстракции в перекрестном токе

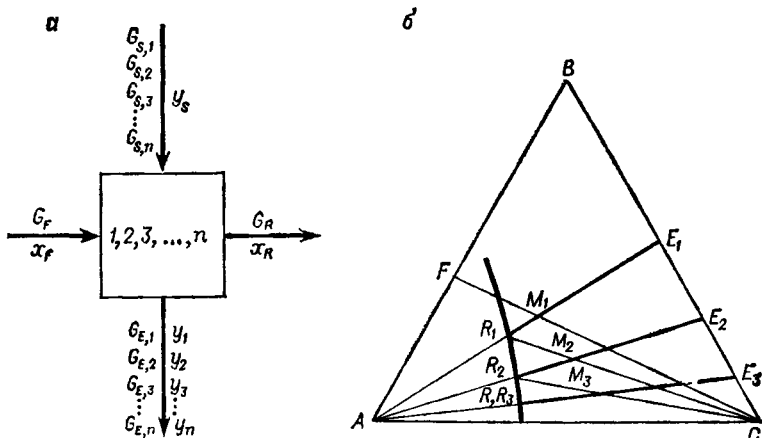


Рис. 8.10. Экстрагирование из твердого тела с периодической сменой растворителя.

В случае если обработка производится чистым растворителем С, степень «недоизвлечения» экстрагируемого вещества (отношение количества экстрагируемого вещества в остатке к количеству его в исходном материале) можно вычислить по формуле:

$$\varphi = \frac{G_{R, n} x_n}{G_F x_F} = \frac{1}{(1 + a_1)(1 + a_2)(1 + a_3) \dots (1 + a_i) \dots (1 + a_n)}, \quad (8.27)$$

где  $a_i = G_{E, i} / G'_{R, i}$  — отношение потоков: массы тделяемого раствора к массе раствора, удерживаемого твердым веществом (можно использовать и отношение объемов растворов);  $C'_{R, i} = G_{R, i} (1 - x_A)$  — масса компонентов В и С.

Если отношение потоков постоянно, т. е.  $a_1 = a_2 = a_3 = \dots = a_n = \text{const}$ , то формула упрощается:

$$\varphi = \frac{1}{(1 + a)^{n_c}}, \quad (8.28)$$

где  $n_c$  — число ступеней экстрагирования.

Расчет с помощью треугольной диаграммы аналогичен расчету для жидкостной экстракции в перекрестном токе (рис. 8.10, б).

### 11. Противоточное экстрагирование из твердого тела.

Уравнения материальных балансов те же, что и для противоточной жидкостной экстракции [рис. 8.11, а и уравнения (8.12) и (8.13)].

В случае, если отношение потоков для всех ступеней, кроме первой, постоянно, т. е.  $a_2 = a_3 = \dots = a = \text{const}$ , степень недоизвлечения экстрагируемого компонента можно определить по формуле:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a_1(1 + a + a^2 + \dots + a^{n-1}) - \frac{G_S y_S}{G_{R, n} x_n} [1 + a_1(1 + a + a^2 + \dots + a^{n-2})]}. \quad (8.29)$$

При применении чистого растворителя ( $y_S = 0$ ) это выражение упрощается:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a_1(1 + a + a^2 + \dots + a^{n-1})}. \quad (8.30)$$

Если, кроме того, поступающий твердый материал уже содержит такое же количество раствора, как и между ступенями, т. е.  $a_1 = a$ , получим:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a + a^2 + \dots + a^n}. \quad (8.31)$$

Необходимое число теоретических ступеней экстрагирования  $n_0$  при постоянном отношении потоков  $a_2 = a_3 = \dots = a = \text{const}$  можно определить по формуле:

$$n_0 - 1 = \lg \frac{x_R - y_S}{x_1 - y_2} / \lg \frac{y_2 - y_S}{x_1 - x_R} = \lg \frac{x_1 - y_2}{x_R - y_S} / \lg \frac{x_1 - x_R}{y_2 - y_S}. \quad (8.32)$$

Это число можно определить графически, так же как для бинарной системы, на прямоугольной диаграмме в координатах  $y - x'$ , где  $x' = \frac{x_B}{1 - x_A}$ , т. е. масса твердого нерастворимого вещества в расчете не участвует. Уравнение линии равновесия в этом случае  $y^* = x'$ ; уравнения рабочих линий легко выводятся из уравнений материальных балансов.

В общем случае расчет можно проводить с помощью треугольной диаграммы (рис. 8.11, б) или прямоугольной диаграммы в координатах  $X', Y' - z', Z'$  (рис. 8.11, в). Методика расчета аналогична расчету для противоточной жидкостной экстракции.

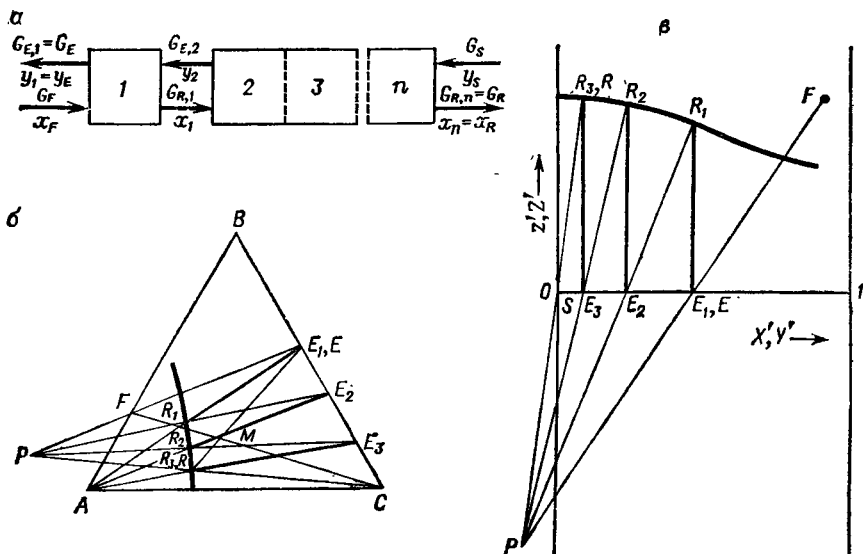


Рис. 8.11. Противоточное экстрагирование из твердого тела.

## ПРИМЕРЫ

**Пример 8.1.** Построить треугольную диаграмму фазового равновесия для системы вода—ацетон—хлорбензол. Необходимые данные взять из табл. 8.1. Определить по диаграмме: а) содержание воды и хлорбензола в водном слое с концентрацией ацетона 45% (масс.); б) состав равновесного с ним слоя хлорбензола; в) количество ацетона, при добавлении которого перестанет расслаиваться смесь 0,11 кг хлорбензола и 0,09 кг воды.

**Решение.** Вычерчиваем равносторонний треугольник (рис. 8.12). Находим на стороне  $AC$  точки  $I$  и  $I'$ , соответствующие первой строке табл. 8.1. Внутри треугольника находим точки  $2$  и  $2'$ , соответствующие второй строке таблицы, и соединяем их отрезком прямой  $2-2'$ . При отыскании точек внутри треугольника сначала откладываем на стороне  $AB$  содержание ацетона в растворе, а затем параллельно стороне  $AC$  — содержание хлорбензола. После нахождения всех точек соединяем их плавной кривой.

а) Через точку  $a$  на стороне  $AB$  проводим прямую  $ab$  параллельно стороне  $AC$ . Отрезок  $ab$  является геометрическим местом точек, характеризующих смеси с содержанием ацетона 45% (масс.). На пересечении отрезка  $ab$  с левой ветвью бинадальной кривой находим точку  $c$ , характеризующую состав водного слоя: 52,8% (масс.) воды, 2,2% (масс.) хлорбензола.

б) Для определения состава сосуществующей фазы через точки  $2, 2', 3, 3', \dots, 7, 7'$  проводим прямые, параллельные боковым сторонам треугольника, и точки их пересечения  $2'', 3'', \dots, 7''$  соединяем плавной кривой. Затем через точку  $c$  проводим прямую, параллельную стороне  $BC$ , до пересечения с соединительной кривой в точке  $c''$ , а из точки  $c''$  — прямую, параллельную стороне  $AB$ , до пересечения с бинадальной кривой. Точка  $c'$  является искомой. Состав слоя: 54,9% (масс.) ацетона, 4,3% (масс.) воды, 40,8% (масс.) хлорбензола.

Таблица 8.1

Равновесные составы сосуществующих фаз [в % (масс.)]

Водный слой			Слой хлорбензола		
вода	ацетон	хлорбензол	вода	ацетон	хлорбензол
99,89	0	0,11	0,18	0	99,82
89,79	10	0,21	0,49	10,79	88,72
79,69	20	0,31	0,79	22,23	76,98
69,42	30	0,58	1,72	37,48	60,80
58,64	40	1,36	3,05	49,44	47,51
46,28	50	3,72	7,24	59,19	33,57
27,41	60	12,59	22,85	61,07	15,08
25,66	60,58	13,76	25,66	60,58	13,76

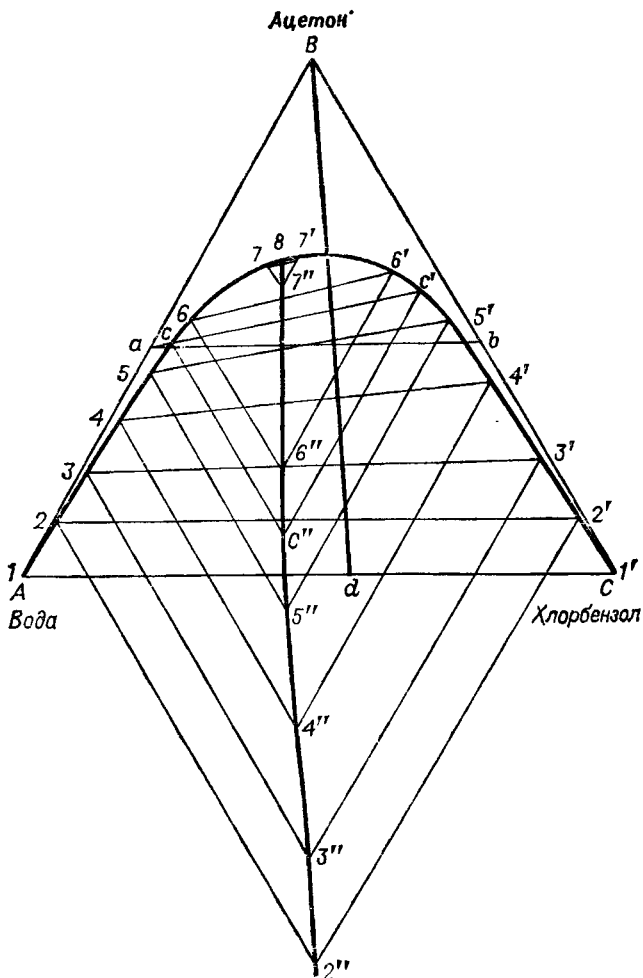


Рис. 8.12 : к примеру 8 1).

в) Находим на стороне  $AC$  точку  $d$ , характеризующую общий состав заданной смеси  $\left[ \frac{0,09}{0,09 + 0,11} 100 = 45\% \text{ (масс.) воды и } 55\% \text{ (масс.) хлорбензола} \right]$ . При добавлении к этой смеси ацетона общий состав ее будет изменяться по линии  $dB$ , на пересечении которой с бинодальной кривой найдем искомую точку  $e$ . Необходимое количество ацетона найдем из соотношения отрезков  $Ve$  и  $ed$ :

$$G_d/G_B = Be/ed; G_B = (0,09 + 0,11) 53,5/33 = 0,325 \text{ кг.}$$

**Пример 8.2.** Ацетон экстрагируется хлорбензолом из 50% водного раствора. Остаток должен содержать не более 2% (масс.) ацетона. Пользуясь диаграммой, построенной в предыдущем при-

мере, определить количество растворителя, необходимое для обработки 100 кг исходной смеси, если экстрагирование производится в одну ступень. Определить также выход рафината, выход и состав экстракта после удаления из него растворителя.

**Решение.** Через точку  $R$  (рис. 8.13), характеризующую состав остатка, проводим хорду равновесия  $RE$ . Точку  $F$ , характеризующую состав исходной смеси, соединяем с вершиной треугольника  $C$ . Точка пересечения  $M$  линий  $FC$  и  $RE$  определяет состав смеси исходного раствора с растворителем, необходимый для получения рафината заданного состава. Требуемое количество растворителя находим из соотношения

$$G_S/G_F = FM/MC; G_S = 100 \cdot 81,5/5 = 1630 \text{ кг.}$$

Масса полученной смеси:

$$G_M = 1630 + 100 = 1730 \text{ кг.}$$

Количество экстракта находим из соотношения

$$G_E/G_M = RM/RE; G_E = 1730 \cdot 94,4/97 = 1682 \text{ кг.}$$

Масса рафината:

$$G_R = G_M - G_E = 1730 - 1682 = 48 \text{ кг.}$$

Количество экстракта после удаления из него растворителя

$$G'_E \approx G_E - G_S = 1682 - 1630 = 52 \text{ кг,}$$

так как растворимостью хлорбензола в остатке в данном случае можно пренебречь.

Состав экстракта после удаления из него растворителя определяется точкой пересечения  $E'$  стороны  $AB$  с лучом, проведенным из вершины  $C$  через точку  $E$ : содержание ацетона 95,5% (масс.), воды 4,5% (масс.).

**Пример 8.3.** В условиях предыдущего примера определить необходимое количество растворителя, состав и выход продуктов и число ступеней экстрагирования, если на каждой ступени экстрагирование производится свежим растворителем в количестве, равном массе обрабатываемой смеси.

**Решение.** При смешении равных количеств исходного раствора и хлорбензола положение точки  $M_1$  (рис. 8.14), характеризующей общий состав смеси, определится из соотношения

$$FM_1/M_1C = 100/100 = 1; FM_1 = M_1C.$$

Через точку  $M_1$  проводим хорду равновесия  $R_1E_1$ . Точки  $R_1$  и  $E_1$  характеризуют составы и количества рафината и экстракта первой ступени. Рафинат первой ступени отделяется и вновь смешивается с равным ему по массе количеством растворителя. Положение точки  $M_2$ , определяющей состав смеси во второй ступени, находится из соотношения

$$G_{R,1}/G_S = M_2C/R_1M_2 = 1; R_1M_2 = M_2C.$$



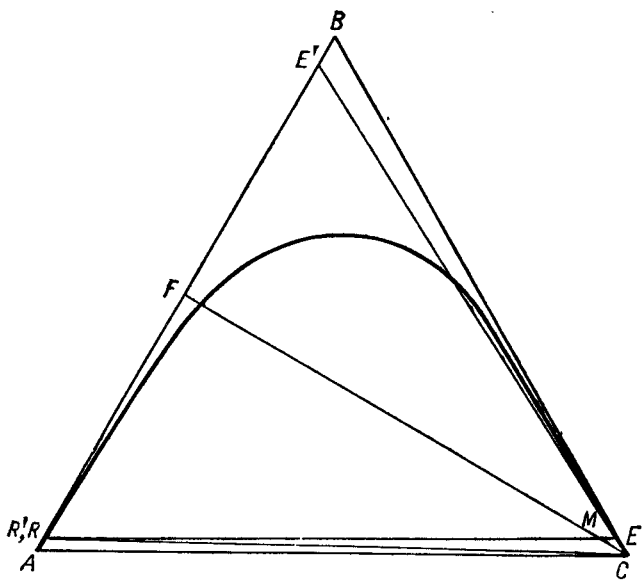


Рис. 8.13 (к примеру 8.2).

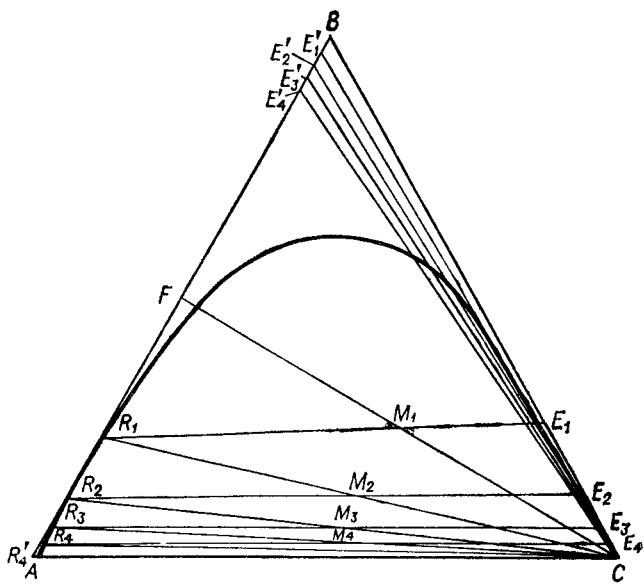


Рис. 8.14 (к примеру 8.3)

Через точку  $M_2$  вновь проводим хорду равновесия и т. д. Построение продолжаем до тех пор, пока не будет достигнут требуемый состав рафината. В настоящем примере для этого необходимы четыре ступени экстрагирования. Определяем количества рафината и растворителя по ступеням:

$$G_{S, i} = G_{R, i-1}; \quad G_{R, 2} = 2 \cdot 63,5 \cdot 37,5/86,5 = 55,1 \text{ кг};$$

$$G_{R, i} = 2G_{R, i-1}M_iE_i/(R_iE_i);$$

$$G_{S, 3} = 55,1 \text{ кг};$$

$$G_{S, 1} = G_{R, 0} = G_F = 100 \text{ кг}; \quad G_{R, 3} = 2 \cdot 55,1 \cdot 44/93 = 52,1 \text{ кг};$$

$$G_{R, 1} = 2 \cdot 100 \cdot 23,5/74 = 63,5 \text{ кг}; \quad G_{S, 4} = 52,1 \text{ кг};$$

$$G_{S, 2} = 63,5 \text{ кг}; \quad G_{R, 4} = 2 \cdot 52,1 \cdot 45/96 = 49,0 \text{ кг}.$$

Общее количество растворителя:

$$G_S = \Sigma G_{S, i} = 100 + 63,5 + 55,1 + 52,1 = 270,8 \text{ кг}.$$

Общее количество экстракта:

$$G_E = G_F + G_S - G_{R, 4} = 100 + 270,8 - 49,0 = 321,8 \text{ кг}.$$

После удаления растворителя останется:

$$G'_E = G_E - G_S = 321,8 - 270,8 = 51 \text{ кг}.$$

Средний состав экстракта  $\sim 96\%$  (масс.) ацетона.

**Пример 8.4.** В условиях примера 8.2 определить состав и выход продуктов, а также число теоретических ступеней экстрагирования, если экстракция производится противотоком при соотношении потоков 1 : 1.

**Решение.** Через точку  $R$  (рис. 8.15), характеризующую состав рафината, и точку  $M$ , определяющую общий фиктивный состав смеси исходного раствора со всем растворителем (так как  $G_F : G_S = 1$ ,  $FM = MC$ ), проводим прямую до пересечения с правой ветвью бинадальной кривой в точке  $E$ , соответствующей составу экстракта. При продолжении отрезков  $FE$  и  $RC$  они пересекаются в точке  $P$  (полюсе). Полюс является общей точкой пересечения всех лучей, проходящих через точки, характеризующие состав рафината на любой ступени и состав экстракта на последующей ступени. Линии  $1-1'$ ,  $2-2'$ , ...,  $4-4'$  являются хордами равновесия; число их определяет число теоретических ступеней экстракции. Таким образом, число ступеней определяется графически, путем последовательного проведения линий:  $FC$ ,  $RM E (1')$ ,  $FEP$ ,  $RCP$ ,  $1'-1$ ,  $1-P$ ,  $2'-2$ ,  $2-P$ ,  $3'-3$ ,  $3-P$ ,  $4'-4 (R)$ . В данном случае  $n_0 = 4$ .

Количество экстракта находим из соотношения:

$$G_E/G_M = G_E/(G_F + G_S) = RM/RE;$$

$$G_E = (100 + 100) 64/85 = 150,5 \text{ кг}.$$

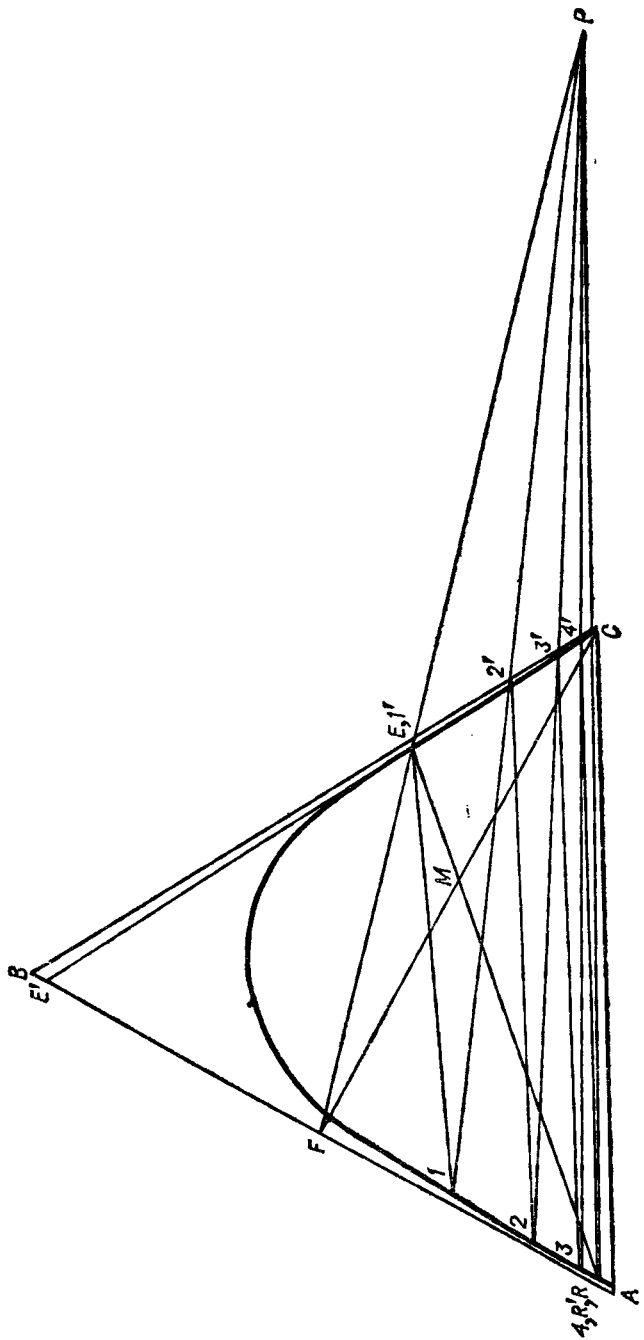


Рис. 8.15 (к примеру 8.4).

Характеристика процесса	Перекрестный ток		Прогивоток
Число ступеней	1	4	4
Расход растворителя, кг	1630	270,8	100
Выход рафината, кг	48	49	49,5
Выход экстракта, кг	1682	321,8	150,5
Выход экстракта после удаления растворителя, кг	52	51	50,5
Содержание ацетона в экстракте после удаления растворителя, % (масс.)	95,5	96	97,5

После удаления из экстракта растворителя масса его составляет:

$$G_E = 150,5 - 100 = 50,5 \text{ кг.}$$

Состав конечного экстракта характеризуется точкой  $E'$ : ацетона 97,5% (масс.); воды 2,5% (масс.).

Количество рафината:

$$G_R \approx G_M - G_E = 200 - 150,5 = 49,5 \text{ кг.}$$

Результаты примеров 8.2, 8.3 и 8.4 сведены для сравнения в табл. 8.2.

Исходные данные: смесь состоит из воды (А), ацетона (В) и хлорбензола (С);  $x_F = 50\%$  (масс.);  $x_R = 2\%$  (масс.);  $y_S = 0$ ;  $G_F = 100$  кг.

Из таблицы следует, что противоточная экстракция имеет в данном случае большие преимущества (меньший расход растворителя, большая чистота экстракта и др.).

**Пример 8.5.** Оценить приблизительно целесообразность использования экстракции в примере 8.4, если удаление растворителя из экстракта производится непрерывной ректификацией; допустимое содержание хлорбензола в дистилляте 10% (масс.), ацетона в кубовом остатке 1% (масс.) Коэффициент избытка флегмы принять в обоих случаях равным 2.

**Решение.** Экстракт, поступающий на перегонку, считаем для упрощения бинарной смесью. Минимальное число флегмы и число теоретических тарелок определяем по равновесным данным обычными методами (расчет не приводится). Полученные данные сводим в табл. 8.3.

Из сопоставления результатов делаем вывод, что экстракцию в данном случае использовать целесообразно, но экономия, если учесть стоимость оборудования и эксплуатационные расходы, будет незначительной. Для окончательного решения вопроса необходим более подробный анализ.

**Пример 8.6.** Бинарная смесь 1,4-диоксана с водой не может быть разделена ректификацией при атмосферном давлении вследствие образования нераздельно кипящей смеси. Для извлечения диоксана используется экстракция его из водного раствора бензолом с последующей ректификацией смеси диоксан—бензол. Определить конечное содержание диоксана в воде, если 150 кг 20% раствора диоксана обрабатываются последовательно пятью порциями бензола по 100 кг каждая. В свежем растворителе содержится 2% (масс.) диоксана. На каждой ступени экстрагирования достигается равновесие. Взаимной растворимостью воды и бензола пренебречь.

Данные по растворимости диоксана в воде и бензоле при 25 °С:

Содержание диоксана в воде, % (масс.)	5,1	18,9	25,2
Равновесное содержание диоксана в бензоле, % (масс.)	5,2	22,5	32,0

**Решение.** Переводим массовые проценты в массовые относительные доли.

Содержание диоксана в воде:

$$x' = \frac{x}{100 - x} \frac{\text{кг диоксана}}{\text{кг воды}}$$

Равновесное содержание диоксана в бензоле:

$$y' = \frac{y}{100 - y} \frac{\text{кг диоксана}}{\text{кг бензола}}$$

При этом получаем:

$x'$ , кг диоксана/кг воды	0,0537	0,233	0,337
$y'$ , кг диоксана/кг бензола	0,0548	0,291	0,471

Таблица 8.3

Характеристика процесса	Ректификация смеси ацетон-вода	Экстракция ацетона и последующая ректификация смеси ацетон-хлорбензол
Содержание ацетона в исходной смеси, %:		
масс.	50	32,5
мол.	23,7	47,8
Содержание ацетона в дистилляте, %:		
масс.	97,5	90
мол.	92,4	94,5
Содержание ацетона в кубовом остатке, %:		
масс.	2	1
мол.	0,63	1,9
Число флегмы:		
$R_{\text{мвн}}$	0,38	0,16
$R$	0,76	0,32
Число теоретических тарелок	10	7
Отношение расходов теплоты на ректификацию		
$\frac{q_1}{q_2} = \frac{r(R_1 + 1)}{r(R_2 + 1)}$		$\frac{0,76 + 1}{0,32 + 1} = 1,33$

Содержание диоксана в исходной смеси:

$$x'_F = \frac{20}{100 - 20} = 0,25 \frac{\text{кг диоксана}}{\text{кг воды}}.$$

Содержание диоксана в свежем растворителе:

$$y'_S = \frac{2}{100 - 20} = 0,022 \frac{\text{кг диоксана}}{\text{кг бензола}}.$$

Количество воды  $G_A$  в исходной смеси  $G_F$  можно определить по формуле:

$$G_A = G_F \frac{100 - x'_F}{100} = \frac{150 (100 - 20)}{100} = 120 \text{ кг}.$$

Количество бензола  $G_C$ , приходящееся на  $G_S = 100$  кг свежего растворителя, можно найти так:

$$G_C = G_S \frac{100 - y'_S}{100} = \frac{100 (100 - 2)}{100} = 98 \text{ кг}.$$

Тангенс угла наклона рабочих линий [формула (8.16)]

$$\operatorname{tg} \alpha = G_A/G_C = 120/98 = 1,225.$$

На рис. 8.16 через точку 1 с координатами  $x'_F$  и  $y'_S$  проводим с наклоном 1,225 : 1 прямую до пересечения с линией равновесия. Координаты точки пересечения характеризуют составы экстракта  $y'_1$  и рафината  $x'_1$  первой ступени. Через точку 2 с координатами  $x'_1$  и  $y'_S$  вновь проводим прямую с наклоном 1,225 : 1 до пересечения с равновесной кривой и т. д. Содержание рафината на последней ступени:

$$x'_R = x'_5 = 0,022 \text{ кг диоксана/кг воды}$$

или

$$x_R = x_5 = \frac{0,022 \cdot 100}{1 + 0,022} = 2,15 \% \text{ (масс.) диоксана}.$$

**Пример 8.7.** В противоточном экстракторе непрерывного действия обрабатываются чистым бензолом сточные фенольные воды с целью очистки воды и извлечения фенола. Определить необходимое количество растворителя и число теоретических ступеней экстрагирования, если в 1 ч обрабатывается 10 м<sup>3</sup> воды. Содержание фенола в воде: начальное 8 кг/м<sup>3</sup>, конечное 0,5 кг/м<sup>3</sup>, конечное содержание фенола в бензоле 25 кг/м<sup>3</sup>, температура жидкостей 25 °С.

**Решение.** Данные по равновесию берем из «Справочника химика» [13]:

Содержание фенола в воде $c_1$ , г-экв/л	0,0272	0,1013	0,3660
Равновесное содержание фенола в бензоле $c_2$ , г-экв/л	0,062	0,279	2,978

Пересчитываем концентрации в кг/м<sup>3</sup>:  $x' \approx 15,686c_1$ ;  $y' \approx 15,686c_2$ . При этом получаем:

Содержание фенола в воде $x'$ , кг/м <sup>3</sup>	0,426	1,59	5,74
Равновесное содержание фенола в бензоле $y'$ , кг/м <sup>3</sup>	0,974	4,37	46,7

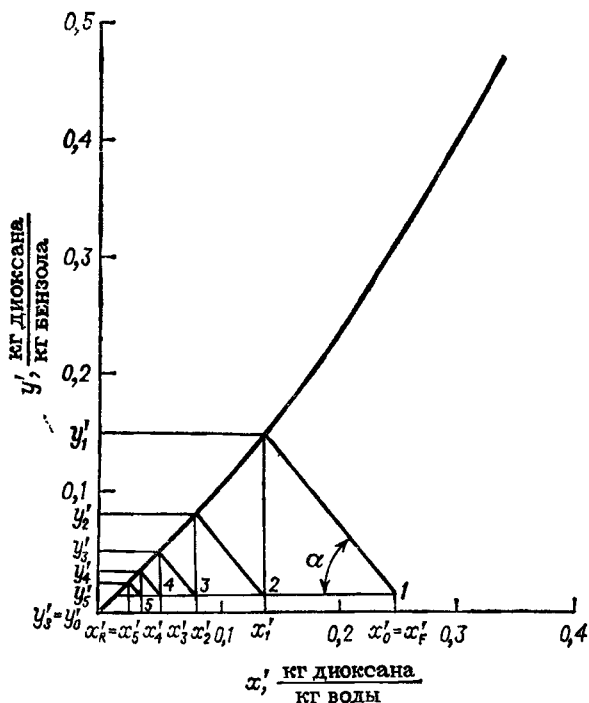


Рис. 8.16 (к примеру 8.6).

Необходимое количество бензола найдем из уравнения материального баланса:

$$V_F(x'_н - x'_к) = V_S(y'_к - y'_н);$$

$$V_S = \frac{10}{3600} \frac{8 - 0,5}{25 - 0} = 0,00083 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$G_S = 0,00083 \cdot 879 = 0,73 \text{ кг/с}.$$

Число теоретических ступеней находим графически: наносим на диаграмму равновесия, построенную по приведенным данным (рис. 8.17), рабочую линию, проходящую через точки с координатами  $x'_н$ ,  $y'_к$  и  $x'_к$ ,  $y'_н$ , и вписываем между рабочей линией и равновесной кривой ступени изменения концентрации. В данном случае требуется семь ступеней.

**Пример 8.8.** По равновесным составам сосуществующих фаз [в % (масс.)], приведенным в табл. 8.4, построить фазовые диаграммы равновесия для системы вода (А) — уксусная кислота (В) — диэтиловый эфир (С) при 25 °С в координатах: а) X, Y—z, Z; б) X—Y.

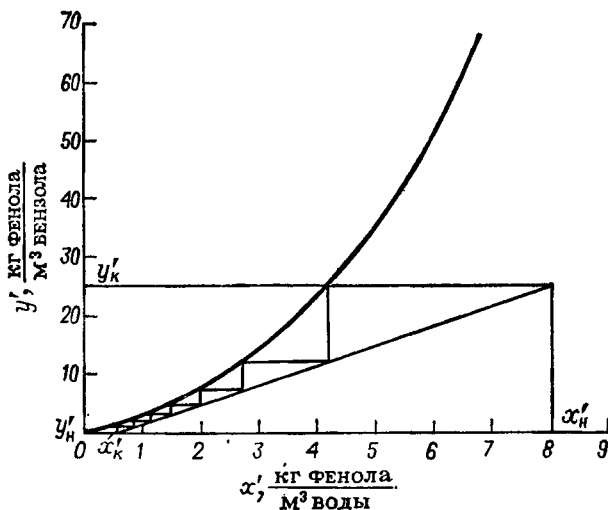


Рис. 8.17 (к примеру 8.7)

**Решение.** Проведем пересчет концентраций [формулы (8.4)]:

$$X = \frac{x_B}{x_A + x_B} \frac{\text{кг уксусной кислоты}}{\text{кг (вода + уксусная кислота)}};$$

$$Y = \frac{y_B}{y_A + y_B} \frac{\text{кг уксусной кислоты}}{\text{кг (вода + уксусная кислота)}};$$

$$z = \frac{x_C}{x_A + x_B} \frac{\text{кг диэтилового эфира}}{\text{кг (вода + уксусная кислота)}};$$

$$Z = \frac{y_C}{y_A + y_B} \frac{\text{кг диэтилового эфира}}{\text{кг (вода + уксусная кислота)}}.$$

Полученные данные сводим в табл. 8.5.

Таблица 8.4

Водный слой			Эфирный слой		
вода	уксусная кислота	диэтиловый эфир	вода	уксусная кислота	диэтиловый эфир
93,3	0	6,7	2,3	0	97,7
88,0	5,1	6,9	3,6	3,8	92,6
84,0	8,8	7,2	5,0	7,3	87,7
78,2	13,8	8,0	7,2	12,5	80,3
72,1	18,4	9,5	10,4	18,1	71,5
65,0	23,1	11,9	15,1	23,6	61,3
55,7	27,9	16,4	23,6	28,7	47,7



Т а б л и ц а 8.5

Водный слой		Эфирный слой	
X	Z	Y	Z
0	0,072	0	42,55
0,055	0,074	0,514	12,53
0,095	0,078	0,593	7,14
0,150	0,087	0,635	4,07
0,204	0,105	0,635	2,51
0,263	0,135	0,610	1,58
0,333	0,196	0,549	0,913

Построение диаграмм ведем обычным порядком (рис. 8.18). На диаграмму  $X, Y-z, Z$  хорд равновесия не наносим — для отыскания их при расчетах служит вспомогательная диаграмма  $X-Y$ .

**Пример 8.9.** Определить наибольшую достижимую концентрацию экстракта для системы вода—уксусная кислота—диэтиловый эфир при  $25^\circ\text{C}$ , если экстракция ведется в противотоке: а) для 15%-ной исходной смеси; б) для 5%-ной исходной смеси (по кислоте) \*.

**Р е ш е н и е.** По диаграмме  $X-Y$  (рис. 8.18) находим, что с исходной смесью  $X = 0,15$  находится в равновесии экстракт с содержанием уксусной кислоты  $Y = 0,635$ ; с исходной смесью  $X = 0,05$  равновесен экстракт с  $Y = 0,46$ . Таким образом, в первом случае максимальная концентрация уксусной кислоты в экстракте (после отгонки растворителя) составит 63,5% (масс.), во втором случае — 46% (масс.); в реальных условиях наибольшие достижимые концентрации будут несколько меньше.

**Пример 8.10.** Рассчитать необходимое число ступеней и количество растворителя для экстрагирования уксусной кислоты из водного раствора диэтиловым эфиром ( $t = 25^\circ\text{C}$ ), если концентрация исходной смеси 5% (масс.), а концентрация экстракта после отгонки растворителя 60% (масс.). В 1 ч перерабатывается 1000 кг исходного раствора; эфир из рафината и экстракта отгоняется полностью; содержание кислоты в остатке не более 1% (масс.).

**Р е ш е н и е.** Так как заданной концентрации экстракта обычным противоточным экстрагированием достичь невозможно (см. пример 8.9), применяем процесс с возвратом части экстракта (рис. 8.19).

Определяем минимальный коэффициент возврата экстракта. Проводим хорду равновесия через точку  $F$  (рис. 8.18), характери-

\* Экстракцию уксусной кислоты из воды целесообразно проводить при не слишком больших концентрациях, так как температура ее кипения  $118,1^\circ\text{C}$  и для выделения ректификацией небольшого количества кислоты придется испарять значительное количество воды, равное  $(G_F - G_W)(R + 1)$ , где  $G_W$  — масса концентрированной кислоты;  $R$  — число флегмы.

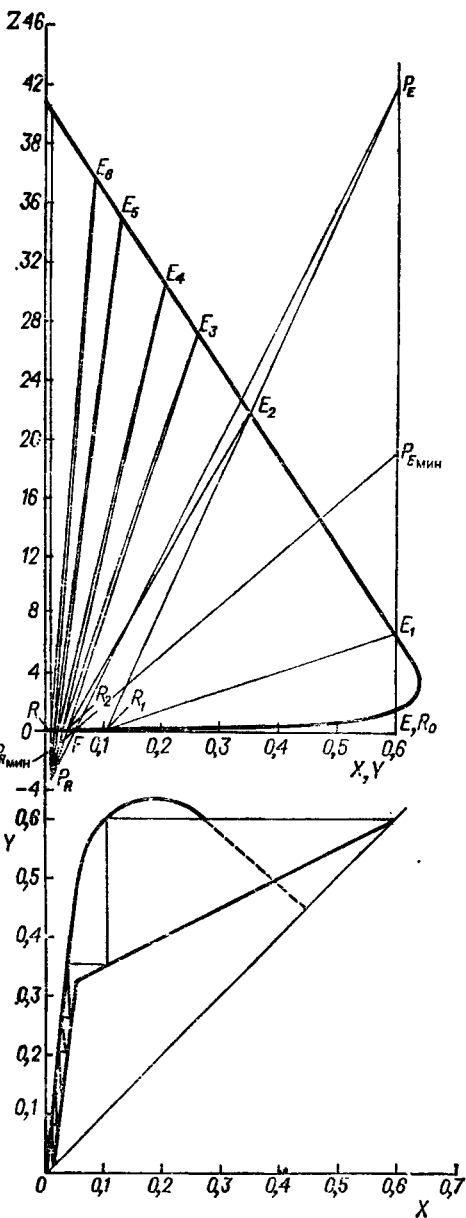


Рис. 8.18 (к примерам 8.8 8.9 и 8.10).

зующую исходную смесь ( $X_F = 5/100 = 0,05$ ;  $z_F = 0$ ), до пересечения с вертикалью, проведенной через точку  $E$  ( $X_E = 60/100 = 0,6$ ;  $Z_E = 0$ ), соответствующую конечному экстракту.

Так как в нашем случае растворитель удаляется полностью, имеем [формула (8.20)]:

$$\begin{aligned}
 R_{E_{\text{мин}}} &= \frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{P_{E_{\text{мин}}} E_1}{E_1 E} = \\
 &= \frac{Z_{P, E_{\text{мин}}} - Z_{E,1}}{Z_{E,1} - z_{R,0}} = \\
 &= \frac{19 - 6,7}{6,7 - 0} = 1,835.
 \end{aligned}$$

Принимаем коэффициент избытка возврата  $\beta = 3$ :

$$R_E = 1,835 \cdot 3 = 5,51.$$

Определяем координату полюса укрепляющей части установки  $Z_{P,E}$ :

$$5,51 = \frac{Z_{P,E} - 6,7}{6,7 - 0};$$

$$Z_{P,E} = 43,6.$$

Через точки  $P_E$  и  $F$  проводим прямую до пересечения с вертикалью, проведенной через точку  $R$  ( $X_R = 1/93,3 \approx 0,01$ ;  $z_R = 6,7/93,3 = 0,072$ ), характеризующую состав конечного рафината (до

точка является полюсом удаления растворителя). Полученная исчерпывающей части установки.

Далее определяем число ступеней экстрагирования, последовательно проводя хорды равновесия и лучи и подсчитывая число

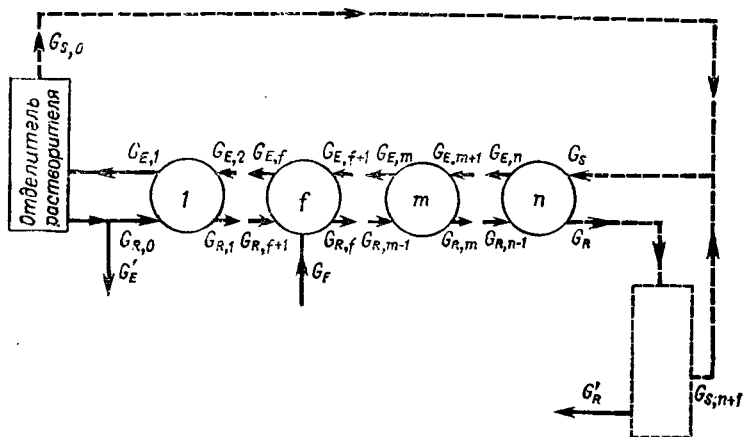


Рис. 8.19 (к примеру 8.10).

хорд. Порядок построения:  $E_1R_1$ ,  $R_1P_E$ ,  $E_2R_2$ ,  $P_RR_2E_3$  и т. д. до получения заданной концентрации рафината.

Для построения хорд равновесия пользуемся вспомогательной диаграммой  $X-Y$ , позволяющей по заданному значению  $X$  определять равновесную концентрацию  $Y$  (или наоборот). В данном случае требуется шесть ступеней экстрагирования. Питание подается на вторую ступень. На рис. 8.18 показано, как определять число ступеней по диаграмме  $X-Y$  (следует учитывать, что рабочие линии в этом случае не являются прямыми).

Величины потоков рассчитываем из уравнений материальных балансов.

Баланс компонентов А и В:

$$G_F = G'_R + G'_E.$$

Баланс компонента В:

$$X_F G_F = X_R G'_R + X_E G'_E.$$

Решаем систему уравнений:

$$1000 = G'_R + G'_E;$$

$$0,05 \cdot 1000 = 0,01 G'_R + 0,6 G'_E.$$

Масса экстракта:  $G'_E = G_E = 68$  кг. Масса рафината:  $G'_R = 932$  кг. Отсюда

$$G_R = G'_R (1 + z_R) = 932 (1 + 0,072) = 1000 \text{ кг.}$$

Масса эфира в рафинате:  $1000 - 932 = 68$  кг. Масса возвращаемого экстракта:  $G_{R,0} = G_E R_E = 68 \cdot 5,51 = 375$  кг. Масса удаляемого в отделителе растворителя:  $G_{S,0} = (G_E + G_{R,0}) Z_{E,1} = (68 + 375) 6,7 = 2970$  кг.

Общий баланс установки:

$$G_F + G_S = G_E + G_{S,0} + G_R;$$

$$1000 + G_S = 68 + 2970 + 1000,$$

откуда необходимое количество растворителя:  $G_S = 3038$  кг.

**Пример 8.11.** В противоточном экстракторе непрерывного действия экстрагируется стирол из 38% раствора его в этилбензоле диэтиленгликолем. Производительность экстрактора по исходной смеси 100 кг/ч. Так как обычное противоточное экстрагирование требуемой чистоты разделения дать не может, применяется экстрагирование с возвратом части экстракта и рафината. Экстракт и рафинат содержат соответственно 95 и 3% (масс.) стирола после отгонки от растворителя. Определить необходимое количество растворителя, состав и количество экстракта, рафината и возвратов, а также необходимое число теоретических ступеней экстрагирования, приняв, что возврат экстракта в 1,5 раза больше минимального.

Таблица 8.6

Продукт	Обозначение фигуративной точки	Обозначение потока	Состав (координаты)		Расход, кг/ч
			$X$ (Y)	$z$ (Z)	
			кг В кг (A+B)	кг С кг (A+B)	
Исходная смесь	$F$	$G_F$	0,38	0	100
Растворитель, направляемый в смеситель	$S^*$	$G_S$	—	$\infty$	1805,5
Сырой экстракт	$E_1$	$G_{E,1}$	0,95	2,95	2418
Экстракт-продукт	$E$	$G_E$	0,95	0 **	38
Экстракт-возврат	$R_0$	$G_{R,0}$	0,95	0 **	575
Рафинат-продукт	$R$	$G_R$	0,03	0,007 <sup>3*</sup>	62,5
Рафинат-возврат	$R_{n+1}$	$G_{R,n+1}$	0,03	0,007 <sup>3*</sup>	190
Раствор из смесителя	$E_{n+1}$	$G_{E,n+1}$	0,03	8,65	1995,5
Добавляемый растворитель	—	$\Delta G_S$	—	$\infty$	0,5 <sup>4*</sup>
Растворитель после отгонки экстракта	$S_0^*$	$G_{S,0}$	—	$\infty$	1805
Полюс укрепляющей части:					
минимальный	$P_{E, \text{мин}}$	—	0,95	3,3	—
рабочий	$P_E$	—	0,95	43,5	—
Полюс исчерпывающей части:					
минимальный	$P_{R, \text{мин}}$	—	0,03	—20	—
рабочий	$P_R$	—	0,03	—26,2	—

\* На диаграмме фигуративная точка отсутствует.

\*\* Очистка производится полностью в одной колонне.

<sup>3\*</sup> Очистка нецелесообразна.

<sup>4\*</sup> Имеет место унос растворителя с рафинатом-продуктом.

Рис. 8.20 (к примеру 8.11).

Решение. После составления схемы процесса\* и построения фазовых диаграмм,  $X$ ,  $Y$  —  $z$ ,  $Z$  и  $X$  —  $Y$  (равновесные данные здесь не приводятся) определяем состав продуктов и наносим на диаграмму (рис. 8.20) соответствующие им точки. Данные по мере их нахождения сводим в табл. 8.6. Так как рафинат на любом участке рафинатной кривой содержит весьма малые количества растворителя, установка рафинатной и второй экстракционной отгонной колонны в данном случае нецелесообразна.

Координаты полюсов укрепляющей и исчерпывающей частей экстракционной колонны, соответствующие минимальным возвратам, определяем, проводя через точку  $F$  прямую, совпадающую с коннодой, до пересечения с вертикалями, проходящими через точки  $E$  и  $R$ . Число ступеней экстрагирования будет при этом бесконечно большим.

Минимальный возврат:

$$\begin{aligned} \frac{G_{R,0}}{G_E} &= \frac{Z_{P,E_{\text{мин}}} - Z_{E,1}}{Z_{E,1} - z_{E,1}} = \\ &= \frac{33 - 2,95}{2,95 - 0} = 10,35; \end{aligned}$$

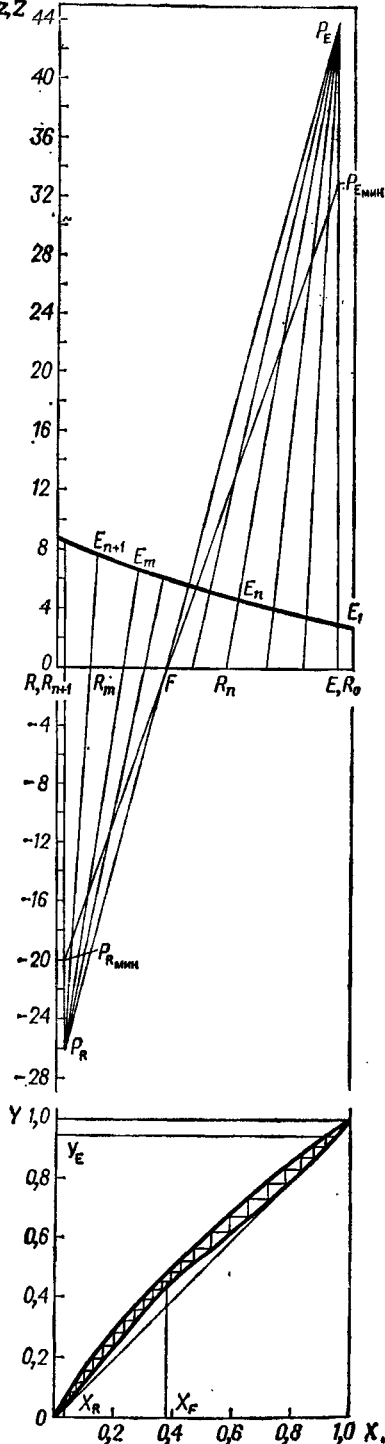
$$\begin{aligned} \frac{G_{R,n+1}}{G_R} &= \frac{z_R - Z_{P,R_{\text{мин}}}}{Z_{E,n+2} - z_R} = \\ &= \frac{0,007 + 20}{8,65 - 0,007} = 2,31. \end{aligned}$$

При полном возврате экстракта и рафината в экстрактор:

$$\frac{G_{R,0}}{G_E} = \infty; \quad \frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \infty;$$

$$Z_{P,E_{\text{макс}}} = \infty; \quad Z_{P,R_{\text{макс}}} = \infty,$$

\* См. рис. 8.9, а. Аппарат для отгонки растворителя, отмеченный на схеме звездочкой, в данную установку не входит.



т. е. лучи превращаются в параллельные вертикальные прямые. Этому соответствует минимальное число ступеней экстрагирования.

Находим координаты полюсов при  $\beta = 1,5$ :

$$\frac{z_{P, E} - 2,95}{2,95 - 0} = 10,35 \cdot 1,5; \quad z_{P, E} = 43,53.$$

Количество экстракта по правилу рычага:

$$\frac{X_F - X_R \uparrow G_F}{\downarrow G_R \quad X_E - X_R \quad \downarrow G_E};$$

$$G_E = \frac{G_F (X_F - X_R)}{X_E - X_R} = \frac{100 (0,38 - 0,03)}{0,95 - 0,03} = 38,0 \text{ кг/ч.}$$

Возврат экстракта:

$$G_{R, 0} = 10,35 \cdot 2 \cdot 38,0 = 575 \text{ кг/ч.}$$

Количество рафината (с уносимым растворителем):

$$\Delta G_S + G_R = (G_F - G_E) (1 + z_R) = (100 - 38,0) (1 + 0,007) = 62,5 \text{ кг/ч.}$$

Возврат рафината:

$$G_{R, n+1} = G_R \frac{z_{P, E_{\text{мин}}} - z_{P, E}}{z_{E, n+2} - z_R} = 62,5 \frac{33 + 26,2}{8,65 - 0,007} \approx 190 \text{ кг/ч.}$$

Количество циркулирующего в течение 1 ч растворителя:

$$G_{S, 0} = (G_E + G_{R, 0}) z_{E, 1} = (38,0 + 575) 2,95 = 1805 \text{ кг/ч.}$$

Количество добавляемого при этом растворителя (равное потерям с рафинатом-продуктом):

$$\Delta G_S = G_R z_R = 62 \cdot 0,007 \approx 0,5 \text{ кг/ч.}$$

Производительность по сырому экстракту (перерабатываемому отгонной колонной):

$$G_{E, 1} = G_{R, 0} + G_E + G_{S, 0} = 575 + 38 + 1805 = 2418 \text{ кг/ч.}$$

Расход раствора, выходящего из смесителя:

$$G_{E, n+1} = G_S + G_{R, n+1} = 1805,5 + 190 = 1995,5 \text{ кг/ч.}$$

Расход растворителя, подаваемого в смеситель:

$$G_S = G_{S, 0} + \Delta G_S \approx 1805,5 \text{ кг/ч.}$$

Необходимое число ступеней экстрагирования ввиду слияния лучей и коннод удобнее определять по диаграмме  $X - Y$ . Проводим из рабочих полюсов ряд лучей до пересечения с пограничными кривыми (точки  $E_n, R_n, \dots, E_m, R_m, \dots$ ), а на диаграмме  $X - Y$  находим точки с координатами  $X_R^n, Y_E^n, \dots, X_E^m, Y_R^m, \dots$

После проведения через эти точки плавной кривой (являющейся рабочей линией) вписываем между рабочей и равновесной линиями ступени и подсчитываем их число. В данном случае необходимы 23 ступени экстрагирования; исходная смесь подается на 12-ю сверху ступень.

**Пример 8.12.** В вертикальном отстойнике с коническим дном находятся осадок и 7 м<sup>3</sup> раствора, содержащего 2 т NaOH. После отстаивания сливается прозрачная часть в количестве 6 м<sup>3</sup>, отстойник доливается чистой водой, и суспензия перемешивается. После повторного отстаивания снова сливается 6 м<sup>3</sup> чистого раствора. Три слитых с осадка раствора смешиваются и направляются на выпарку. Определить: а) количество NaOH, остающееся в осадке (шламе); б) процент извлечения NaOH; в) процентное содержание NaOH в растворе, поступающем на выпарку.

**Решение.** а) В отстойнике происходит трехкратное промывание осадка с отношением объемов удаляемого и удерживаемого растворов  $a = 6 : 1 = 6$ . Согласно формуле (8.28), в шламе после трехкратного промывания остается:

$$\frac{1}{(1+a)^3} = \frac{1}{7^3} = \frac{1}{343}$$

от первоначального количества NaOH, или

$$G_{\text{NaOH}} = 2000 \frac{1}{343} = 5,8 \text{ кг.}$$

б) Извлекается NaOH:

$$\frac{2000 - 5,8}{2000} 100 = 99,7 \%$$

По данным табл. LIV экстрагированное вещество при трехкратном промывании шестикратным количеством растворителя составляет 99,71 %.

в) Количество раствора:

$$V_p = 6 \cdot 3 = 18 \text{ м}^3.$$

Содержание в нем NaOH:

$$G_{\text{NaOH}} = 2000 - 5,8 = 1994,2 \text{ кг,}$$

или

$$\frac{1994,2}{18000 + 1994,2} 100 \approx 10 \%$$

**Пример 8.13.** С целью извлечения меди колчеданные огарки подвергаются хлорирующему обжигу с поваренной солью. В обожженной массе медь содержится в виде  $\text{CuCl}_2$ . Содержание хлорида меди составляет 11 %. Обожженный продукт подвергается выщелачиванию в противоточной батарее подкисленной водой, получающейся от промывки отходящих газов. Инертная твердая

масса удерживает 2 кг воды на 1 кг твердого вещества. На каждой ступени достигается равновесие. Сколько ступеней необходимо иметь в батарее для получения раствора, содержащего 12% (масс.)  $\text{CuCl}_2$ , и извлечения 98%  $\text{Cu}$  из обожженного продукта?

**Решение.** Поскольку твердая фаза при движении со ступени на ступень удерживает постоянное количество воды (кроме первой ступени, так как в эту ступень поступает сухой обожженный продукт, который уходит из нее, удерживая 2 кг воды на 1 кг твердой фазы), для определения числа ступеней в установке можно воспользоваться формулой (8.32).

Примем за основу расчета 100 кг сухого твердого остатка, свободного от меди, и вычислим количества продуктов и концентрации.

С обожженной массой поступает  $\text{CuCl}_2$ :

$$100 \frac{11}{89} = 12,36 \text{ кг.}$$

С остатком уходит:  $12,36 (100 - 98)/100 = 0,25$  кг. С экстрактом уходит:  $12,36 \cdot 98/100 = 12,11$  кг.

Определим количество поступающей в установку подкисленной воды  $G_S$ , учитывая, что 200 кг воды уносит твердый остаток, а остальное уходит с экстрактом:

$$(G_S - 200) 12/88 = 12,11,$$

откуда  $G_S = 288,8$  кг.

Содержание  $\text{CuCl}_2$  в экстракте (в кг на 100 кг воды):

$$y_E = \frac{12}{88} 100 = 13,64.$$

Такое же содержание будет иметь раствор, удерживаемый твердым веществом при переходе из первой ступени во вторую:

$$x'_1 = y_E = 13,64.$$

Содержание  $\text{CuCl}_2$  в растворе, уходящем с твердым остатком:

$$x'_R = \frac{0,25}{200} 100 = 0,125.$$

Поступающая в батарею подкисленная вода не содержит солей меди и  $y_S = 0$ .

Содержание хлорида меди  $y_2$  в верхнем потоке, переходящем из второй ступени в первую, определим по балансу  $\text{CuCl}_2$  в первой ступени. Количество растворителя в верхнем потоке составляет 288,8 кг. В первую ступень поступает на 100 кг инертной сухой массы 12,36 кг  $\text{CuCl}_2$  и  $A$  кг с 288,8 кг растворителя из второй ступени; всего  $(12,36 + A)$  кг. Уходит из первой ступени с экстрактом 12,11 кг, с раствором нижнего потока  $\frac{13,64}{100} 200 = 27,28$  кг; всего  $12,11 + 27,28 = 39,39$  кг.



Баланс первой ступени по  $\text{CuCl}_2$ :

$$12,36 + A = 39,39 \text{ кг,}$$

откуда

$$A = 39,39 - 12,36 = 27,03 \text{ кг.}$$

Содержание  $\text{CuCl}_2$  в верхнем потоке (в кг на 100 кг воды):

$$y_2 = \frac{27,03}{288,8} 100 = 9,36.$$

Число ступеней (без первой):

$$n_c - 1 = \frac{\lg \frac{x_1 - y_2}{x_R - y_S}}{\lg \frac{x_1 - x_R}{y_2 - y_S}} = \frac{\lg \frac{13,64 - 9,36}{0,125 - 0}}{\lg \frac{13,64 - 0,125}{9,36 - 0}} = 10 \text{ ступеней,}$$

а всего  $n_c = 10 + 1 = 11$  ступеней.

**Пример 8.14.** Едкий натр получается по реакции  $\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{CaO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CaCO}_3 + 2\text{NaOH}$ .

Продукты реакции поступают в первую ступень непрерывной противоточной трехступенчатой батареи с содержанием воды 50% от массы шлама ( $\text{CaCO}_3$ ). В дальнейшем, при переходе со ступени на ступень и выходе из батареи, шлам удерживает воды в 1,5 раза больше собственной массы. Желательно добиться 98%-го извлечения  $\text{NaOH}$ . Определить расход воды (на 100 кг сухого шлама) и концентрации растворов на каждой ступени.

**Решение.** Для составления материальных балансов по каждой ступени нет достаточного количества данных.

По табл. LV для достижения 97,5%-го извлечения продукта при трехступенчатом непрерывном экстрагировании отношение количества растворителя и удерживаемого раствора составляет 3. Остановимся на этих цифрах и составим последовательно балансы, начиная с третьей ступени. Расчет будем вести на 100 кг сухого  $\text{CaCO}_3$ .

На 100 кг  $\text{CaCO}_3$  в первую ступень вводится 80 кг  $\text{NaOH}$ . Из этого количества переходит в экстракт 97,5%, или  $80 \cdot 97,5/100 = 78$  кг.

Теряется с остаточным раствором:  $80 - 78 = 2$  кг.

100 кг шлама удерживают воды:  $100 \cdot 1,5 = 150$  кг.

Содержание  $\text{NaOH}$  в остаточном растворе (в кг на 1 кг чистого раствора):

$$x'_R = 2/150 = 0,0133.$$

В систему через третью ступень вводится воды в качестве растворителя:  $150 \cdot 3 = 450$  кг.

Таким образом, в верхнем потоке по установке идет 450 кг воды, в нижнем вместе с твердой фазой 150 кг.

Содержание NaOH в растворителе:  $y_S = 0$ . Содержание NaOH в верхнем потоке, переходящем из третьей ступени во вторую:

$$y_3 = x'_R = 0,0133 \text{ кг/кг.}$$

Неизвестно содержание NaOH в нижнем потоке  $x'_2$ . Определим его по балансу NaOH в третьей ступени:

$$450y_S + 150x'_2 = 150x'_R + 450y_3;$$

$$450 \cdot 0 + 150x'_2 = 150 \cdot 0,0133 + 450 \cdot 0,0133;$$

$$150x'_2 = 8; \quad x'_2 = 8/150 = 0,0533 \text{ кг/кг.}$$

Содержание NaOH в верхнем потоке, поступающем из второй ступени в первую:  $y_2 = x'_2 = 0,0533$  кг/кг.

Неизвестно лишь содержание NaOH в нижнем потоке, поступающем из первой ступени. Это содержание  $x'_1$  определяется из баланса второй ступени:

$$450y_3 + 150x'_1 = 450y_2 + 150x'_2;$$

$$450 \cdot 0,0133 + 150x'_1 = 450 \cdot 0,0533 + 150 \cdot 0,0533;$$

$$150x'_1 + 6 = 24 + 8;$$

$$x'_1 = (32 - 6)/150 = 26/150 = 0,1733 \text{ кг/кг.}$$

Для определения содержания NaOH в экстракте в первой ступени необходимо составить водный баланс этой ступени, обозначив через  $A$  количество воды, уходящее с экстрактом:

$$A + 150 = 450 + 50; \quad A = 350 \text{ кг.}$$

Экстракт содержит 78 кг NaOH. Следовательно, содержание NaOH в экстракте:

$$y_E = \frac{78}{350 + 78} 100 = 18,2\% \text{ (масс.)}$$

**Пример 8.15.** Маслоэкстракционная установка перерабатывает 1 т/ч «лепестка» (раздавленные и частично обезжиренные семена подсолнуха) с содержанием масла 28% и бензина 2,5%. Поступающий в установку в качестве растворителя регенерированный бензин содержит 1,5% масла. Количество растворителя, поступающего в установку, составляет 50% от массы «лепестка». По опытным данным количество раствора, удерживаемого твердой фазой, зависит от содержания в нем масла (табл. 8.7).

Твердый остаток после экстрагирования содержит 5% масла. Определить: 1) количество экстракта и содержание в нем масла; 2) количество остаточного раствора, удерживаемого твердой фазой (шротом) и содержание в нем масла; 3) число ступеней экстрагирования.

**Решение.** Задача решается графическим методом в прямоугольной системе координат  $X' - z'$  (рис. 8.21).

Таблица 8.7

Содержание масла, кг/кг раствора	Количество удерживаемого раствора, кг/кг твердого вещества	Содержание масла, кг/кг раствора	Количество удерживаемого раствора, кг/кг твердого вещества
0,0	0,500	0,4	0,550
0,1	0,505	0,5	0,571
0,2	0,515	0,6	0,595
0,3	0,530	0,7	0,620

Данные первой графы табл. 8.7 равны отношению  $X' = x_B/(x_B + x_C)$ .

Данные второй графы — массовые количества раствора на единицу массы твердого вещества — надо пересчитать на обратные величины; тогда они будут выражать отношения  $z' = x_A/(x_B + x_C)$ , т. е. количества твердой фазы на единицу массы раствора (см. табл. 8.8).

Данные табл. 8.8 представляют собой координаты точек кривой нижнего потока (рис. 8.21). В верхнем потоке твердого вещества нет ( $z' = 0$ ), поэтому линия верхнего потока сливается с осью абсцисс. После нанесения кривой вычертим на диаграмме линии материального баланса.

Определим координаты точки  $F$ , отвечающей составу «лепестка», поступающего на экстрагирование. По условию задачи:

$$X'_F = \frac{28}{28 + 2,5} = 0,92; \quad z'_F = \frac{100 - 28 - 2,5}{28 + 2,5} = 2,12.$$

Координаты точки  $S$ , соответствующей составу растворителя

$$x_S = 1,5/100 = 0,015; \quad z_S = 0.$$

Точки  $F$  и  $S$  наносятся на диаграмму, соединяются прямой, которая делится по правилу рычага точкой  $M$  на части, пропорциональные количествам поступающих продуктов, исключая нерастворимое твердое вещество (иначе правило рычага на таких диаграммах применять нельзя). Растворитель поступает в установку

Таблица 8.8

$X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$	$z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$	$X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$	$z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$
0,0	2,0	0,4	1,818
0,1	1,980	0,5	1,751
0,2	1,942	0,6	1,681
0,3	1,887	0,7	1,613

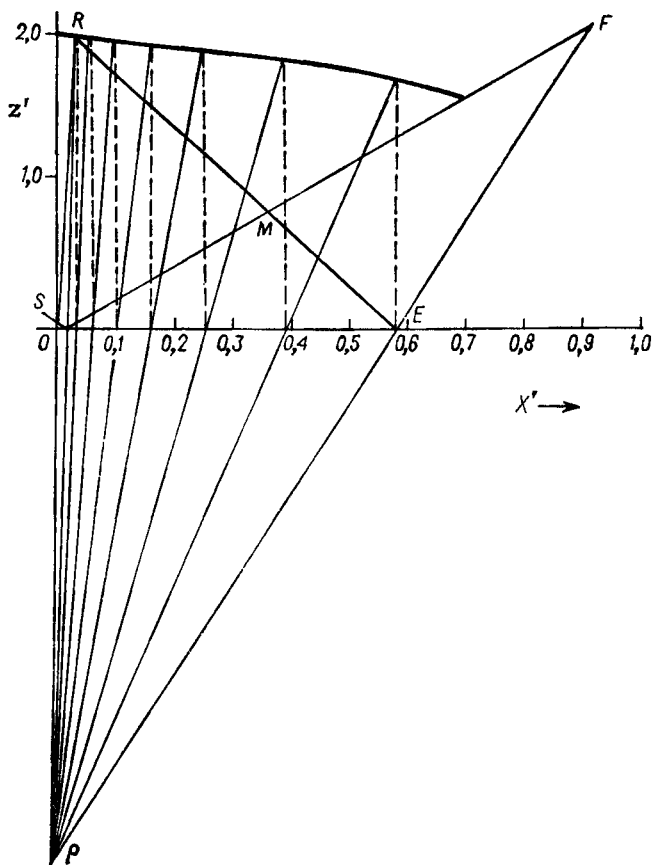


Рис. 8.21 (к примеру 8.15).

в количестве 50% от массы «лепестка». Если принять эту массу за единицу, то жидкая часть в нем составит  $0,28 + 0,025 = 0,305$  единицы массы, а растворитель 0,5 единицы массы. Точка  $M$  лежит на расстоянии  $0,305 / (0,5 + 0,305) = 0,38$  отрезка  $SF$ , считая от  $S$ .

Числовых данных для построения линии расхода  $RE$  нет. Известно лишь, что линия  $RE$  пересекается с  $SF$  в точке  $M$  и что точка  $R$  лежит на кривой, а точка  $E$  — на оси абсцисс, так как ее ордината  $z'_E = 0$ . Не располагая координатами точки  $R$ , мы все же можем определить их отношение, так как из условия задачи известно, что твердый остаток после экстрагирования содержит 5% масла:

$$\frac{z'_R}{x'_R} = \frac{x_{AR}}{x_{BR} + x_{CR}} \Bigg| \frac{x_{BR}}{x_{BR} + x_{CR}} = \frac{x_{AR}}{x_{BR}} = \frac{95}{5} = 19.$$

Прямая, проходящая через начало координат и имеющая тангенс угла наклона 19, пересечет кривую в точке  $R$ . Проведя такую прямую, засечем точку  $R$  на кривой. Соединим точку  $R$  с точкой  $M$  и, продолжив прямую до оси абсцисс, найдем точку  $E$ .

Определим по диаграмме абсциссы точек  $R$ ,  $M$  и  $E$ :

$$X'_R = 0,03; X'_M = 0,36; X'_E = 0,58.$$

В установку поступает жидкой фазы с «лепестком» и растворителем:

$$1000 \cdot 0,305 + 1000 \cdot 0,5 = 805 \text{ кг/ч.}$$

Это количество делится между остатком и экстрактом пропорционально отрезкам  $EM$  и  $MR$ . Для расчета можно воспользоваться абсциссами концов отрезков:

$$G_R = \frac{X'_E - X'_M}{X'_E - X'_R} 805 = \frac{0,58 - 0,36}{0,58 - 0,03} 805 = 322 \text{ кг/ч.}$$

Количество остаточного раствора составляет 322 кг/ч, а состав его определяется из предположения, что масло, теряемое в остатке, содержится в этом растворе. Содержание масла в остаточном растворе:

$$\frac{1000 \cdot 0,695 \cdot 5}{95 \cdot 322} 100 = 11,7 \%$$

Количество экстракта:

$$G_E = 805 - 322 = 483 \text{ кг/ч.}$$

Содержание масла в экстракте:

$$\frac{100 \cdot 0,28 - (1000 \cdot 0,695 \cdot 5/95)}{483} 100 = 50,4 \%$$

Для определения числа ступеней через точки  $F$ ,  $E$  и  $R$ ,  $S$  проводим два луча до пересечения их в полюсе  $P$ . Так как при экстрагировании твердых тел в каждой ступени установки имеется только один раствор с одной концентрацией, то все хорды равновесия будут вертикальными линиями. Восстанавливаем перпендикуляр из точки  $E$  — хорду первой ступени — до пересечения с пограничной кривой. Точку пересечения хорды с пограничной кривой соединяем лучом с точкой  $P$ . Из точки пересечения этого луча с осью абсцисс снова восстанавливаем перпендикуляр до пересечения с пограничной кривой и т. д., пока не попадем в точку  $R$  или не окажемся в непосредственном соседстве с ней.

Число хорд равновесия указывает число ступеней. В данном случае необходимы семь ступеней экстрагирования.

**Пример 8.16.** В непрерывнодействующей противоточной установке производительностью 4,4 т/сутки из руды извлекается

озокерит (горный воск) с помощью керосина (или бензина). В экстракте, выходящем из каскада экстракторов, содержится 5 кг озокерита в 100 кг чистого растворителя. В исходной руде ~ 25% озокерита и 75% породы. В рафинате 0,2 кг озокерита на 100 кг пустой породы. Растворитель содержит 0,05 кг озокерита на 100 кг керосина. Необходимо определить число теоретических ступеней для осуществления процесса экстрагирования.

Решение. 1. Составим уравнение материального баланса по потокам:

$$G_S + G_{R, n} a'_n = G_{E, n-1} + G_{R, 1} a'_1$$

или по извлекаемому компоненту:

$$G_S y_S + G_{R, n} x_n = G_{E, n-1} y_{n-1} + G_{R, 1} x_1 a'_1,$$

где  $a'$  — соотношение потоков Ж : Т (количество жидкости, удерживаемое твердой фазой);  $G_S$  — расход свежего растворителя, кг/ч;  $G_R$  — расход твердой фазы в рафинате, кг/ч;  $x$  — содержание извлекаемого компонента (озокерита) в рафинате, кг А/кг В;  $y$  — содержание озокерита в экстракте, кг А/кг С;  $n$  — любая ступень в каскаде;  $m$  — конечная ступень, в которую поступает исходный твердый материал; А — озокерит; В — пустая порода; С — керосин.

Исключив  $G_{E, n-1}$  из балансовых уравнений, получим уравнение рабочей линии процесса:

$$y_{n-1} = \frac{G_{R, m} x_n a'_m}{G_S - G_{R, 1} a'_1 + G_{R, n} a'_n} + \frac{G_S y_S - G_{R, 1} x_1 a'_1}{G_S - G_{R, 1} a'_1 - G_{R, n} a'_n}.$$

При отсутствии взаимодействия между экстрагентом и пустой породой, а также при постоянстве потока твердой фазы из одной ступени в другую уравнение рабочей линии преобразуется к виду:

$$\left( \frac{G_S}{G_R a'_n} + 1 - \frac{a'_1}{a'_n} \right) y_{n-1} = x_n + \frac{G_S y_S - G_R x_1 a'_1}{G_R a'_n}.$$

При постоянном соотношении потоков Ж : Т =  $a'$  = const можно упростить уравнение рабочей линии:

$$A' y_{n-1} = A' y_S + x_n - x_1,$$

где  $A' = G_S / G_{RA}$ .

При условии равновесия концентрации озокерита в экстракте с концентрацией в рафинате  $y_n^* = x_n$ .

Тогда

$$x_n - A' (x_{n-1} - y_S) - x_1 = 0.$$

Решение этого уравнения:

$$x_n = C A'^n + \frac{x_1 - A' y_0}{1 - A'},$$

где  $C$  — константа, которую можно найти из граничного условия: при  $n = 0$   $x_n = x_0 = y_0$ .

После упрощения получим уравнение

$$\frac{A' m - 1}{A' - 1} = \frac{x_m - x_0}{x_1 - x_0}, \quad (a)$$

которое является вариантом уравнения (8.32) для расчета числа теоретических ступеней в виде:

$$m = \lg \left[ 1 + (A' - 1) \left( \frac{x_m - x_0}{x_1 - x_0} \right) \right] / \lg A'.$$

В условиях примера  $x_m = 0,05$  кг/кг;  $x_0 = 0,0005$  кг/кг;  $x_1 = 0,001$  кг/кг (по опытным данным);  $G_R = 100$  кг/ч;  $G_S = 871$  кг/ч;  $a' = 2$ .

Тогда

$$A' = G_S / (G_R a') = 871 / (100 \cdot 2) = 4,35.$$

По уравнению (a)

$$\frac{4,35m - 1}{4,35 - 1} = \frac{0,05 - 0,0005}{0,001 - 0,0005}.$$

Отсюда  $m = 3,96 \approx 4$  ступени.

Если количество жидкости, удерживаемое твердой фазой при переходе из ступени в ступень изменяется, то для расчета числа теоретических ступеней следует использовать графические методы (с помощью треугольной или прямоугольных диаграмм).

2. При расчете комплекса  $A'$  расход растворителя определялся из балансовых соотношений озокерита в потоках:

- 1) количество озокерита в руде:  $100 \frac{25}{75} = 33,33$  кг/ч;
- 2) количество озокерита в растворителе:  $0,0005 G_S$  кг/ч;
- 3) количество озокерита в рафинате:  $100 \cdot 0,002 = 0,200$  кг/ч;
- 4) количество озокерита в экстракте:  $(G_S - 200) 0,05 = 0,05 G_S - 10$ ;
- 5) полный выход озокерита:  $0,05 G_S - 9,80$  кг/ч. Отсюда:  $33,33 + 0,0005 G_S = 0,05 G_S - 9,80$  кг/ч.

Расход керосина (растворителя):  $G_S = 871$  кг/ч.

С учетом того, что в отработанной твердой фазе (рафинате) остается  $200$  кг/ч керосина, в концентрированном экстракте содержится  $871 - 200 = 671$  кг/ч. Озокерита в этом экстракте содержится  $671 \cdot 0,05 = 33,55$  кг/ч.

Концентрация озокерита в потоке экстракта, поступающем во 2-ю ступень, равна его концентрации в сливе из первой ступени —  $0,05$  кг озокерита/кг керосина. Следовательно, содержание озокерита в экстракте, поступающем во вторую ступень:  $200 \cdot 0,05 = 10$  кг/ч. Содержание озокерита в потоке, идущем из 2-й ступени в 1-ю (из баланса 1-й ступени):  $10 + 33,55 - 33,33 = 10,22$  кг/ч.

Отсюда концентрация:  $y_2 = 10,22/871 = 0,0117$  кг/кг;  $y_S = 0,0005$  кг/кг;  $x_1 = 0,05$  кг/кг;  $x_R = y_R^* = 0,2/200 = 0,001$  кг/кг.

По уравнению (8.32):

$$n_c - 1 = \lg \frac{x_R - y_S}{x_1 - y_2} \Big/ \lg \frac{y_2 - y_S}{x_1 - x_H} =$$

$$= \lg \frac{0,001 - 0,0005}{0,05 - 0,0117} \Big/ \lg \frac{0,0117 - 0,0005}{0,05 - 0,001} = 3.$$

Полное число теоретических ступеней:

$$n_c = 3 + 1 = 4.$$

## КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

8.1. Построить треугольную диаграмму равновесия для системы вода — уксусная кислота — этиловый эфир при 25 °С, пользуясь данными табл. 8.4. Сравнить полученную диаграмму с диаграммой X, Y — z, Z (см. пример 8.8).

8.2. Определить состав и количество сосуществующих фаз, на которые расслаивается смесь 10 кг воды, 5 кг этилового эфира и 5 кг уксусной кислоты. При удалении какого количества этилового эфира эта смесь перестанет расслаиваться? \*

8.3. Уксусная кислота экстрагируется из водного раствора, содержащего ее 15% (масс.) при 25 °С. Масса исходной смеси 1200 кг. Определить состав и количество конечных продуктов после отгонки растворителя, если экстракция производится чистым эфиром в перекрестном токе. Процесс ведется в две ступени при отношении массы растворителя к массе обрабатываемой смеси 1,5\*.

8.4. Уксусная кислота экстрагируется в противотоке этиловым эфиром из водного раствора, содержащего 20% (масс.) кислоты. Определить необходимое количество растворителя на 1000 кг/ч исходной смеси и число теоретических ступеней экстрагирования, если экстракт должен содержать 60% (масс.), а рафинат — не более 2% (масс.) кислоты (после отгонки растворителя).

8.5. Бензойная кислота экстрагируется из водного раствора с содержанием ее 1,5 кг на 1 м<sup>3</sup> воды, последовательной промывкой бензолом, содержащим 0,2 кг бензойной кислоты на 1 м<sup>3</sup> бензола, при отношении объемов воды и бензола  $V_r/V_s = 4$ . Определить, сколько понадобится промывок, если конечное содержание бензола в воде 0,2 кг/м<sup>3</sup>. Определить также составы получающихся экстрактов. Равновесные данные при рабочей температуре:

Концентрация бензойной кислоты в воде, кг/м <sup>3</sup>	0,104	0,456	0,707	1,32	1,56
Концентрация бензойной кислоты в бензоле, кг/м <sup>3</sup>	0,182	2,45	6,12	18,2	24,5

8.6. В противоточном экстракторе экстрагируется 1,4-диоксан из 25% водного раствора бензолом, содержащим 0,5% (масс.) диок-

\* Для решения воспользоваться треугольной диаграммой, построенной в контрольной задаче 8.1.



Таблица 8.9

Водный слой			Эфирный слой		
вода	уксусная кислота	изопропиловый эфир	вода	уксусная кислота	изопропиловый эфир
98,1	0,69	1,2	0,5	0,18	99,3
97,1	1,41	1,5	0,7	0,37	98,9
95,5	2,89	1,6	0,8	0,79	98,4
91,7	6,42	1,9	1,0	1,93	97,1
84,4	13,30	2,3	1,9	4,82	93,3
71,1	25,50	3,4	3,9	11,40	84,7
58,9	36,70	4,4	6,9	21,60	71,5
45,1	44,30	10,6	10,8	31,10	58,1
37,1	46,40	16,5	15,1	36,20	48,7

сана. Конечное содержание диоксана в воде 2% (масс.). Определить: 1) минимальное количество растворителя на 100 кг исходной смеси; 6) необходимое число теоретических ступеней экстрагирования; в) состав экстракта, приняв количество растворителя в 1,5 раза больше минимального. Равновесные данные см. в примере 8.6.

8.7. Построить фазовые диаграммы равновесия в координатах  $X, Y - z, Z$  и  $X - Y$  для системы вода — уксусная кислота — изопропиловый эфир при 20 °С, пользуясь данными о равновесных составах сосуществующих фаз [в % (масс.)], приведенными в табл. 8.9. Соединительные линии на диаграмме  $X, Y - z, Z$  проводить не следует. Определить максимальные концентрации экстракта при работе противотоком для составов исходных смесей 5 и 10% (масс.).

8.8. Определить минимальное количество возврата экстракта и соответствующее ему минимальное количество растворителя на 100 кг исходной смеси вода — уксусная кислота с содержанием последней 10% (масс.), если экстракция производится диэтиловым эфиром при 25 °С. Экстракт после отгонки растворителя должен содержать 75% (масс.) уксусной кислоты, а рафинат 1% (масс.); растворитель отгоняется полностью\*.

8.9. Решить задачу 8.8 приняв количество возврата двойным против минимального. Определить также число теоретических ступеней экстрагирования\*.

8.10. Построить фазовые диаграммы равновесия в координатах  $X, Y - z, Z$  для системы гептан — метилциклогексан — анилин при 25 °С. Данные о равновесных составах сосуществующих фаз [в % (масс.)] взять из табл. 8.10. Определить, какой концентрации продукты можно получить, обрабатывая 40% раствор метилциклогексана в гептане чистым анилином при обычной

\* При решении задачи использовать диаграмму равновесия, построенную по данным примера 8.8 (рис. 8.18).

Таблица 8.10

Рафинатный слой		Экстрактный слой		Рафинатный слой		Экстрактный слой	
х	z	у	z	х	z	у	z
0	0,064	0	15,7	0,610	0,087	0,770	6,58
0,085	0,064	0,150	13,8	0,730	0,099	0,870	5,67
0,216	0,070	0,365	11,2	0,810	0,105	0,920	5,10
0,445	0,078	0,623	8,2	0,885	0,117	0,960	4,80
0,525	0,079	0,700	7,33	1,0	0,124	1,0	4,70

противоточной экстракции. Определить также минимальное число ступеней экстрагирования (при полном возврате экстракта и рафината), если экстракт содержит 98% (масс.), а рафинат 1% (масс.) метилциклогексана (после отгонки от растворителя).

8.11. Метилциклогексан экстрагируется анилином из 40% раствора его в гептане при 25 °С в экстракционной установке с возвратом части экстракта и рафината. Экстракт содержит 98% (масс.), а рафинат 1% (масс.) метилциклогексана (исключая растворитель). Отношение количеств возврата экстракта и экстракта-продукта принять в 1,615 раз больше минимального. Определить число ступеней экстрагирования, состав и количество рафината, экстракта, возвратов и растворителя на 100 кг/ч исходной смеси.

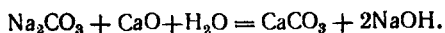
8.12. В батарею из трех отстойников противоточного действия, объемом по 7 м<sup>3</sup> каждый, поступают 2 т раствора NaOH в 1 м<sup>3</sup> воды вместе с осадком CaCO<sub>3</sub> и отбираются 6 м<sup>3</sup> прозрачного концентрированного раствора на выпарку. С другой стороны, в батарею подается в качестве растворителя 6 м<sup>3</sup> чистой воды на 2000 кг NaOH. Осадок CaCO<sub>3</sub> при переходе со ступени на ступень и при удалении из батареи удерживает 1 м<sup>3</sup> раствора. Определить: а) количество NaOH в шламе; б) степень извлечения NaOH; в) процентное содержание NaOH в растворе, поступающем на выпарку.

8.13. Определить число ступеней экстрагирования в условиях примера 8.12, если степень извлечения NaOH равна 0,98.

8.14. Определить число ступеней экстрагирования в условиях примера 8.13, если содержание CuCl<sub>2</sub> в экстракте будет равно 9% (масс.), а степень извлечения меди 92%.

8.15. Завод перерабатывает в сутки 10 т сульфида бария с соответствующим количеством соды и 35 т воды с целью получения карбоната бария и раствора сульфида натрия. Переработка ведется в пятиступенчатой противоточной батарее. Осадок карбоната бария во время процесса удерживает двойное (по массе) количество воды. В результате переработки получается 10% раствор сульфида натрия. Желательно добиться 98%-го извлечения сульфида натрия. Определить: а) потерю сульфида натрия в остатке; б) количество воды, которое необходимо добавить в качестве растворителя; в) концентрации в каждом сгустителе.

8.16. В противоточной экстракционной батарее экстрагируется едкий натр из продуктов реакции



Поступающая в батарею смесь содержит воды 50% от массы осадка ( $\text{CaCO}_3$ ). Из этой смеси в батарее извлекается 95%  $\text{NaOH}$ , причем получается 15% раствор. Сколько воды в качестве растворителя должно поступать в батарею и сколько ступеней должно быть в батарее, если из опытных данных известно, что осадок удерживает раствор в следующих количествах, зависящих от содержания в нем  $\text{NaOH}$ :

Содержание $\text{NaOH}$ , % (масс.)	Удерживается раствора на 1 кг осадка, кг	Содержание $\text{NaOH}$ , % (масс.)	Удерживается раствора на 1 кг осадка, кг
0	1,39	15	2,70
5	1,72	20	3,85
10	2,04		

## Глава 9

### АДСОРБЦИЯ

#### ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. В процессе адсорбции предельным состоянием для каждого поглощаемого вещества является состояние равновесия между содержанием в адсорбенте (так называемой статической активностью)  $a_0^*$  и парциальным давлением  $p$  (или концентрацией  $\bar{C}_y$ ) адсорбируемого вещества в парогазовой или жидкой смеси.

Кривая равновесия при постоянной температуре  $a_0^* = f(p)$  носит название изотермы адсорбции и служит основной характеристикой статики процесса. При относительно высоких парциальных давлениях  $p$  содержание адсорбируемого вещества  $a_0^*$  приближается к постоянной величине  $a_\infty$ , характеризующей состояние максимально возможного насыщения адсорбента при данной температуре.

Между концентрацией  $\bar{C}_y$  (в  $\text{кг/м}^3$ ) адсорбируемого вещества в газовой смеси и его парциальным давлением  $p$ , согласно уравнению Клапейрона, существует прямая пропорциональность:

$$\bar{C}_y = \frac{p}{RT}, \quad (9.1)$$

где  $R$  — газовая постоянная, Дж/(кг·К).

2. Наиболее полными уравнениями изотерм адсорбции, не имеющих в координатах  $a_0^*$  —  $p$  точек перегиба, учитывающими к тому же структурные особенности сорбентов, являются уравнения Дубинина, полученные на основе теории объемного заполнения микропор.

Для микропористых сорбентов, обладающих однородной микропористой структурой (синтетические цеолиты), это уравнение имеет вид:

$$a_0^* = \frac{W_0}{V} e^{-B \frac{T^2}{\beta^2} \left( \lg \frac{p_s}{p} \right)^2} \quad (9.2)$$

Для адсорбентов со сложными микропористыми структурами (мелкопористые силикагели, активные угли):

$$a_0^* = \frac{W_{01}}{V} e^{-B_1 \frac{T^2}{\beta^2} \left( \lg \frac{p_s}{p} \right)^2} + \frac{W_{02}}{V} e^{-B_2 \frac{T^2}{\beta^2} \left( \lg \frac{p_s}{p} \right)^2} \quad (9.3)$$

Здесь  $a_0^*$  — величина адсорбции, ммоль/г;  $W_0$  и  $B$ ,  $W_{01}$  и  $B_1$ ,  $W_{02}$  и  $B_2$  — константы, характеризующие адсорбент;  $T$  — температура, К;  $\beta$  — коэффициент аффинности пара адсорбтива по отношению к стандартному веществу;  $p_s/p$  — отношение давления насыщенного пара поглощаемого компонента к его парциальному давлению.

3. Согласно теории Эйкена и Поляни, располагая изотермой адсорбции пара стандартного вещества для температуры  $T_1$ , можно вычислить изотерму адсорбции другого пара при температуре  $T_2$ .

Для вычисления величин адсорбции служит формула:

$$a_2^* = a_1^* V_1 / V_2 \quad (9.4)$$

где  $a_1^*$  — ордината изотермы стандартного вещества (обычно бензола), кг/кг или ммоль/г;  $a_2^*$  — ордината определяемой изотермы, кг/кг или ммоль/г;  $V_1$  и  $V_2$  — молярные объемы стандартного и исследуемого веществ (в жидком состоянии), м<sup>3</sup>/кмоль.

Молярные объемы определяются по формуле:

$$V = M/\rho \quad (9.5)$$

Здесь  $M$  — молярная масса, кг/кмоль;  $\rho$  — плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Давления вычисляются по формуле:

$$\lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s,1}}{p_1} \quad (9.6)$$

где  $p_1$  и  $p_2$  — парциальные давления стандартного и исследуемого веществ, мм рт. ст.;  $p_{s,1}$  — давление насыщенного пара стандартного вещества при температуре  $T_1$  (выраженной в К), мм рт. ст.;  $p_{s,2}$  — давление насыщенного пара исследуемого вещества при температуре  $T_2$  (выраженной в К), мм рт. ст.;  $\beta$  — коэффициент аффинности, равный отношению молярных объемов

$$\beta = V_2/V_1 \quad (9.7)$$

Таблица 9.1

Вещество	$\beta$	Вещество	$\beta$
Метиловый спирт	0,40	Уксусная кислота	0,97
Бромистый метил	0,57	Бензол	1,00
Этиловый спирт	0,61	Циклогексан	1,03
Муравьиная кислота	0,61	Четыреххлористый уг-	1,05
Сероуглерод	0,70	лерод	
Хлористый этил	0,76	Диэтиловый эфир	1,09
Пропан	0,78	Пентан	1,12
Хлороформ	0,86	Толуол	1,25
Ацетон	0,88	Хлорпикрин	1,28
Бутан	0,90	Гексан	1,35
		Гептан	1,59

В табл. 9.1 приведены коэффициенты аффинности  $\beta$  для ряда веществ. В качестве стандартного вещества принят бензол.

При расчете точек изотермы исследуемого пара координаты  $a_1^*$  и  $p_1$  берутся по кривой стандартного вещества, значения  $p_{s,1}$ ,  $p_{s,2}$  — из таблиц давления насыщенного пара,  $p_2$  — вычисляется по формуле (9.6).

4. Теплота адсорбции складывается из теплоты конденсации и теплоты смачивания. Практически можно принять, что величина теплоты адсорбции органических веществ не зависит от температуры. Зависимость удельной теплоты адсорбции  $q$  (в Дж/кг угля) от количества поглощенного пара (для веществ, отмеченных звездочкой в табл. LIII) определяется формулой [9.3]:

$$q = ma^n, \quad (9.8)$$

где:  $a$  — количество адсорбированного пара,  $\text{дм}^3/\text{кг}$  угля;  $m$  и  $n$  — константы, значения которых представлены в табл. 9.2.

Таблица 9.2

Вещество	Формула	$n$	$m \cdot 10^{-3}$
Бензол	$\text{C}_6\text{H}_6$	0,959	3,24
Бромистый этил	$\text{C}_2\text{H}_5\text{Br}$	0,900	3,77
Диэтиловый эфир	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$	0,9215	3,84
Иодистый этил	$\text{C}_2\text{H}_5\text{I}$	0,956	3,10
Метиловый спирт	$\text{CH}_3\text{OH}$	0,938	3,11
Сероуглерод	$\text{CS}_2$	0,9205	3,15
Хлористый этил	$\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}$	0,915	3,06
Хлороформ	$\text{CHCl}_3$	0,935	3,47
Четыреххлористый углерод	$\text{CCl}_4$	0,930	3,74
Этиловый спирт	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	0,928	3,65
Этилформиат	$\text{HCOOC}_2\text{H}_5$	0,9075	3,96

При адсорбции водяного пара углем теплота адсорбции зависит от температуры следующим образом:

Температура, °С	—15	10	40	80	128	187
Теплота адсорбции $q \cdot 10^{-3}$ , Дж/кмоль	46 500	41 900	39 000	34 800	30 900	21 800

При отсутствии опытных данных величина теплоты адсорбции (отнесенной к 1 кмоль газа) определяется по приближенной формуле, аналогичной правилу Трутона:

$$q/\gamma \sqrt{T_{\text{кип}}} = \text{const}, \quad (9.9)$$

где  $q$  — теплота адсорбции, Дж/кмоль газа;  $T_{\text{кип}}$  — температура кипения адсорбтива при атмосферном давлении, К.

Величина константы зависит от природы адсорбента; например, для активного угля она равна 2180.

Теплоту адсорбции (в Дж/кмоль) можно также вычислить по формуле:

$$q = 44 \cdot 10^3 \lg \frac{p_2}{p_1} \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right). \quad (9.10)$$

Здесь  $p_1, p_2$  — равновесные давления адсорбтива над адсорбентом при температурах  $T_1$  и  $T_2$ , выраженных в К.

5. На практике поглощение газов и паров, как правило, производится в динамических условиях — из потока газа-носителя. В этом случае слой сорбента характеризуется величиной динамической адсорбционной емкости (активности)  $a_d$  — количеством поглощенного вещества (сорбтива) слоем сорбента до момента появления за слоем проскока сорбтива:

$$a_d = \bar{C}_0 \omega \tau, \quad (9.11)$$

где  $a_d$  — динамическая адсорбционная емкость слоя сорбента, кг/м<sup>3</sup>;  $\bar{C}_0$  — исходная концентрация сорбтива в газовом потоке, кг/м<sup>3</sup>;  $\omega$  — скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с;  $\tau$  — время защитного действия, с.

Степень использования равновесной адсорбционной емкости  $\eta = a_d/a_0^*$  ( $a_0^*$  — равновесная статическая адсорбционная емкость слоя сорбента, кг/м<sup>3</sup>) микропористых сорбентов в процессе динамического опыта при высоте слоя 30—50 см, скоростях паровоздушного потока от 0,3 до 0,5 м/с и исходных концентрациях сорбтива 10—20 г/м<sup>3</sup> составляет обычно 0,8—0,9.

6. Процесс адсорбции в динамических условиях можно охарактеризовать кинетическим уравнением, согласно которому скорость адсорбции (или количество вещества, адсорбируемого в единицу времени единицей объема адсорбента) прямо пропорциональна коэффициенту массоотдачи и движущей силе процесса:

$$\frac{da}{d\tau} = \beta_y (\bar{C} - \bar{C}^*), \quad (9.12)$$

где  $\bar{C}$  — концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси,  $\text{кг/м}^3$  инертного газа;  $\bar{C}^*$  — концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси, равновесная поглощенному единицей объема адсорбента количеству вещества,  $\text{кг/м}^3$  инертного газа;  $\beta_y$  — кинетический коэффициент (коэффициент массоотдачи),  $\text{с}^{-1}$ .

Для ориентировочных расчетов коэффициента массоотдачи  $\beta_y$  при адсорбции на активном угле ( $d = 1,7 \div 2,2$  мм,  $w$  потока  $0,3 - 2$  м/с) пользуются уравнением (при условии, что изотерма адсорбции описывается уравнением Лангмюра):

$$\text{Nu}' = 1,6 \text{Re}^{0,54}. \quad (9.13)$$

Здесь  $\text{Nu}' = \beta_y d^2/D$ ;  $\text{Re} = w d/\nu$ ;  $d$  — средний диаметр частиц адсорбента, м;  $D$  — коэффициент диффузии адсорбтива в газе при температуре процесса,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;  $w$  — скорость потока парогазовой смеси, рассчитанная на свободное сечение аппарата, м/с;  $\nu$  — кинематический коэффициент вязкости парогазовой смеси,  $\text{м}^2/\text{с}$ .

7. Процесс адсорбции в динамических условиях можно также охарактеризовать временем, прошедшим от начала пропускания парогазовой смеси через слой адсорбента до момента появления проскока (индицируемой концентрации) сорбтива за слоем адсорбента. Этот промежуток времени  $\tau$  называется временем защитного действия слоя поглотителя и определяется из уравнения Шилова:

$$\tau = K(H - h), \quad (9.14)$$

в котором  $Kh = \tau_0$ .

Следовательно,

$$\tau = KH - \tau_0, \quad (9.15)$$

где  $K$  — коэффициент защитного действия слоя сорбента, с/м;  $H$  — высота слоя сорбента, м;  $h$  — высота неиспользованного слоя сорбента в условиях динамического опыта, м;  $\tau_0$  — кинетический коэффициент, или потеря времени защитного действия слоя сорбента, с.

Коэффициент защитного действия слоя можно вычислить по формуле:

$$K = a_0^*/(w\bar{C}_0), \quad (9.16)$$

где  $a_0^*$  — равновесная адсорбционная емкость,  $\text{кг/м}^3$ ;  $w$  — скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с;  $\bar{C}_0$  — начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси,  $\text{кг/м}^3$ .

8. Для одних и тех же адсорбента и поглощаемого вещества при постоянных концентрации и температуре парогазового потока, имеют место следующие соотношения, называемые динамическими характеристиками  $B_1$  и  $B_2$ :

$$B_1 = K_1 w_1 = K_2 w_2 = a_0^*/\bar{C}_0 = \text{const}; \quad (9.17)$$

$$B_2 = \tau_{0,1} \sqrt{w_1}/d_{z1} = \tau_{0,2} \sqrt{w_2}/d_{z2} = \text{const}. \quad (9.18)$$

Здесь  $K$  — коэффициент защитного действия слоя, с/м;  $w$  — скорость парогазового потока, м/с;  $\tau_0$  — потеря времени защитного действия слоя, с;  $d_z$  — средний диаметр зерен сорбента, м.

$\bar{c}/\bar{c}_0$	$b$	$\bar{c}/\bar{c}_0$	$b$	$\bar{c}/\bar{c}$	$b$
0,005	1,84	0,2	0,63	0,7	-0,27
0,01	1,67	0,3	0,42	0,8	-0,46
0,03	1,35	0,4	0,23	0,9	-0,68
0,05	1,19	0,5	0,09		
0,1	0,94	0,6	-0,10		

9. Продолжительность адсорбции при периодическом процессе определяется путем решения системы уравнений, состоящей из уравнения баланса поглощенного вещества, уравнения кинетики адсорбции и уравнения изотермы адсорбции.

Изотерма адсорбции делится на три области: первая характеризуется отношением  $p/p_s < 0,17$  (по бензолу), для второй  $p/p_s \approx 0,17 \div 0,5$ , а для третьей  $p/p_s > 0,5$ .

При определении продолжительности процесса по изотерме адсорбции и заданной концентрации исходной паровоздушной смеси  $\bar{C}_0$  находят  $a_0^*$  и устанавливают, к какой области изотермы относится величина  $\bar{C}_0$ . Затем вычисляют коэффициент массоотдачи  $\beta_y$  по формуле (9.13).

В зависимости от положения величины  $\bar{C}_0$  на изотерме применяют один из следующих трех методов определения продолжительности адсорбции [9.3].

а) Для первой области, где изотерма адсорбции считается прямолинейной и приближенно отвечает закону Генри, пользуются формулой:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{a_0^*/(\omega\bar{C}_0)} \sqrt{H} - b\sqrt{a_0^*/(\beta_y\bar{C}_0)}, \quad (9.19)$$

где  $\tau$  — продолжительность адсорбции, с;  $\omega$  — скорость парогазового потока, отнесенная к полному сечению аппарата, м/с;  $H$  — высота слоя активного угля, м;  $\bar{C}_0$  — начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовом потоке, кг/м<sup>3</sup>,  $a_0^*$  — количество адсорбированного вещества, равновесное с концентрацией потока  $\bar{C}_0$ , кг/кг (берется по изотерме адсорбции в кг/кг и умножается на насыпную плотность угля в кг/м<sup>3</sup>);  $\beta_y$  — коэффициент массоотдачи, с<sup>-1</sup>.

Величина коэффициента  $b$  берется для ряда значений  $\bar{C}/\bar{C}_0$  из табл. 9.3 ( $\bar{C}$  — содержание адсорбируемого вещества в газовом потоке, выходящем из адсорбера, кг/м<sup>3</sup>).

б) Для второй области изотермы адсорбции пользуются уравнением:

$$\tau = \frac{a_0^*}{\omega\bar{C}_0} \left\{ H - \frac{\omega}{\beta_y} \left[ \frac{1}{P} \ln \left( \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) + \ln \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right] \right\}. \quad (9.20)$$

Здесь  $P = \bar{C}_0/\bar{C}^*$ ;  $\bar{C}^*$  — содержание вещества в газовом потоке, равновесное с половинным количеством от максимально адсорбируемого данным адсорбентом, т. е. равновесное с  $a_{\infty}/2$ , кг/м<sup>3</sup>.



в) Для третьей области изотермы адсорбции:

$$\tau = \frac{a_i^*}{\omega \bar{C}_0} \left[ H - \frac{\omega}{\beta_y} \ln \left( \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) \right]. \quad (9.21)$$

10. Весьма важной кинетической характеристикой процесса адсорбции является высота зоны массопередачи (высота рабочего слоя)  $h_0$ , которая рассчитывается на основании выходных кривых (кривых отклика) по уравнению:

$$h_0 = H \frac{\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{нас}} - (1-f)(\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}})}, \quad (9.22)$$

где  $H$  — высота слоя сорбента;  $\tau_{\text{нас}}$  — время до равновесного насыщения;  $\tau_{\text{пр}}$  — время защитного действия при минимальной индицируемой проскоковой концентрации;  $f$  — неиспользованная равновесная адсорбционная емкость сорбента в условиях динамического опыта в зоне массопередачи (для микропористых сорбентов в зоне массопередачи  $f \approx 0,5$ ).

11. Непрерывные адсорбционные процессы осуществляются в адсорбционных аппаратах с движущимся сверху вниз слоем поглотителя \*, причем парогазовая смесь идет ему навстречу (противотоком). Расчетом определяются минимальная скорость движения  $u$  сорбента (скорость, при которой степень использования равновесной адсорбционной емкости сорбентов в условиях динамического опыта составляет 0,95—0,98 и обеспечивается заданная глубина очистки или осушки паровоздушных потоков) и рабочая высота слоя в гиперсорбционном аппарате  $H_0$ .

Скорость движения слоя  $u$  рассчитывается по формуле:

$$u = 1/K = (\bar{C}_0 - \bar{C}_{\text{пр}}) \omega / a_i^*, \quad (9.23)$$

где  $\omega$  — скорость газового потока, отнесенная к полному сечению аппарата;  $K$  — коэффициент защитного действия слоя;  $\bar{C}_0$  — начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси;  $\bar{C}_{\text{пр}}$  — постоянная индицируемая проскоковая концентрация адсорбируемого вещества в парогазовом потоке за слоем сорбента.

В процессах тонкой осушки или очистки газовых потоков  $\bar{C}_{\text{пр}}$  изменяется от 0,025 до 0,008 % в зависимости от величины  $\bar{C}_0$  (когда  $\bar{C}_0$  меняется от 20,0 до 10,0 г/м<sup>3</sup>). Поэтому в данном случае в уравнении (9.23) постоянной индицируемой проскоковой концентрацией можно пренебречь.

Рабочая высота слоя в гиперсорбционном аппарате рассчитывается по формуле:

$$H_0 = \gamma h_0. \quad (9.24)$$

Здесь  $\gamma$  — коэффициент, характеризующий отношение насыпной плотности к вибрационным уплотнением слоя к плотности без уплотнения (в среднем  $\gamma = 1,4$ );  $h_0$  — высота зоны массопередачи неподвижного слоя.

\* При гиперсорбции или текучем слое.

12. Высота слоя адсорбента может быть рассчитана по общему методу через число единиц переноса:

$$H = \frac{V_r}{S\beta_y} \int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*} = h_0 m, \quad (9.25)$$

где  $V_r$  — расход парогазовой смеси;  $S$  — площадь поперечного сечения слоя;  $\beta_y$  — коэффициент массоотдачи;  $\bar{C}_0$  и  $\bar{C}_1$  — концентрация парогазовой смеси при входе в адсорбер и при выходе из него;  $\bar{C}^*$  — равновесная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси по изотерме.

Разность концентраций  $\bar{C} - \bar{C}^*$  определяет движущую силу процесса. Примером такой разности может служить отрезок  $DE$  на рис. 9.1, у которого абсцисса точки  $D$  равна  $\bar{C}$ , а точки  $E - \bar{C}^*$ . Отношение  $V_r/(S\beta_y)$  выражает высоту слоя поглотителя, эквивалентную одной единице переноса, и обозначается через  $h_0$ , а интеграл  $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$  представляет собой общее число единиц переноса и обозначается через  $m$ . Для определения  $H$  надо найти величину интеграла  $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ . Делается это графическим методом.

Располагая данными  $\bar{C}_0$ ,  $a_{до}$  и  $\bar{C}_1$ ,  $a_{пл}$ , наносят на диаграмму изотермы адсорбции обе эти точки и, соединя их прямой, получают рабочую линию  $AK$ . Затем в координатах  $\bar{C} - \frac{1}{\bar{C} - \bar{C}^*}$  строят кривую (аналогичные расчеты см. в гл. 6 и 7).

Вместо такого определения интеграла  $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$  можно воспользоваться более простым графическим методом. Начав от точки  $A$  (рис. 9.1) на рабочей линии (точки входа парогазовой смеси в адсорбер), строят между равновесной кривой и этой линией ступени изменения концентрации до точки  $K$  (точки выхода парогазовой смеси из адсорбера).

Число единиц переноса, соответствующее одной ступени, обозначается через  $m_0$ . Если число ступеней равно  $n$  и все они одинаковы, то  $m = m_0 n$  и высота слоя

$$H = h_0 m = h_0 m_0 n. \quad (9.26)$$

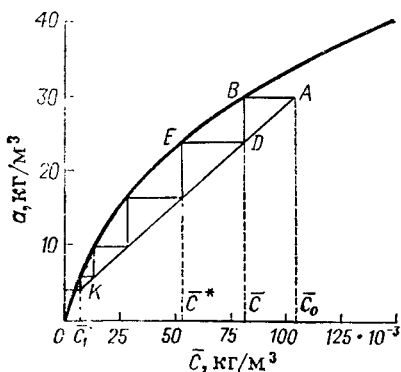


Рис. 9.1. Определение числа ступеней изменения концентрации.

Такой случай возможен лишь на прямолинейном участке изотермы. В общем же виде формула для расчета высоты слоя имеет следующий вид:

$$H = h_0 (m_0^I + m_0^{II} + \dots + m_0^n) = h_0 \sum_1^n m_0. \quad (9.27)$$

Для каждой ступени изменения концентрации число единиц переноса  $m_0$  вычисляется отдельно по формуле:

$$m_0 = \frac{\bar{C}_{\text{нач}} - \bar{C}_{\text{кон}}}{\{(\bar{C}_{\text{нач}} - \bar{C}_{\text{нач}}^*) + (\bar{C}_{\text{кон}} - \bar{C}_{\text{кон}}^*)\}/2} = \frac{2(\bar{C}_{\text{нач}} - \bar{C}_{\text{кон}})}{\bar{C}_{\text{нач}} - \bar{C}_{\text{кон}}^*}, \quad (9.28)$$

где  $\bar{C}_{\text{нач}}$  — концентрация на входе парогазовой смеси в ступень, например абсцисса точки  $A$ ;  $\bar{C}_{\text{кон}}$  — концентрация на выходе парогазовой смеси из ступени, например абсцисса точки  $D$ ;  $\bar{C}_{\text{нач}}^*$  — равновесная концентрация, например абсцисса точки  $B$ , причем  $\bar{C}_{\text{кон}} = \bar{C}_{\text{нач}}^*$ ;  $\bar{C}_{\text{кон}}^*$  — равновесная концентрация, например абсцисса точки  $E$ .

На прямолинейном участке изотермы для определения высоты слоя можно воспользоваться также формулой

$$H = \frac{G}{S\beta_y \Delta \bar{C}_{\text{ср}}}. \quad (9.29)$$

Здесь  $G$  — количество вещества, адсорбируемого в единицу времени;  $\Delta \bar{C}_{\text{ср}}$  — средняя движущая сила адсорбции, которую можно вычислить как среднюю логарифмическую

$$\Delta \bar{C}_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{C}_0 - \Delta \bar{C}_1}{\ln (\Delta \bar{C}_0 / \Delta \bar{C}_1)}, \quad (9.30)$$

где  $\Delta \bar{C}_0$  — большая движущая сила на одном конце слоя ( $\bar{C}_0 - \bar{C}_0^*$ );  $\Delta \bar{C}_1$  — меньшая движущая сила на другом конце слоя ( $\bar{C}_1 - \bar{C}_1^*$ ).

**13.** Адсорбция в неподвижном слое адсорбента является неустановившимся процессом, что затрудняет определение изменения концентрации целевого компонента по высоте слоя, а также расчет времени защитного действия.

Связь между концентрацией в газе, высотой слоя адсорбента и временем для первой (линейной) части изотермы адсорбции описывается уравнением:

$$\frac{C}{C_0} = 1 - e^{-x-z} x^n \frac{d^n J_0(2i\sqrt{xz})}{d(xz)^n}, \quad (9.31)$$

где  $C$  и  $C_0$  — концентрация сорбтива в газовой смеси в момент времени  $\tau$  на высоте слоя  $L$  и на входе в адсорбер, соответственно;  $J_0$  — функция Бесселя первого рода нулевого порядка;  $x$  — безразмерное приведенное расстояние или высота слоя;  $z$  — безразмерное приведенное время контакта адсорбента с газовой смесью (без учета газа, находящегося в слое перед началом процесса).

В результате преобразования уравнения (9.31) получим:

$$\frac{C}{C_0} = e^{-x-z} \sum_{k=0}^{\infty} \sum_{m=0}^k \frac{x^m}{m!} \frac{z^k}{k!} \quad (9.32)$$

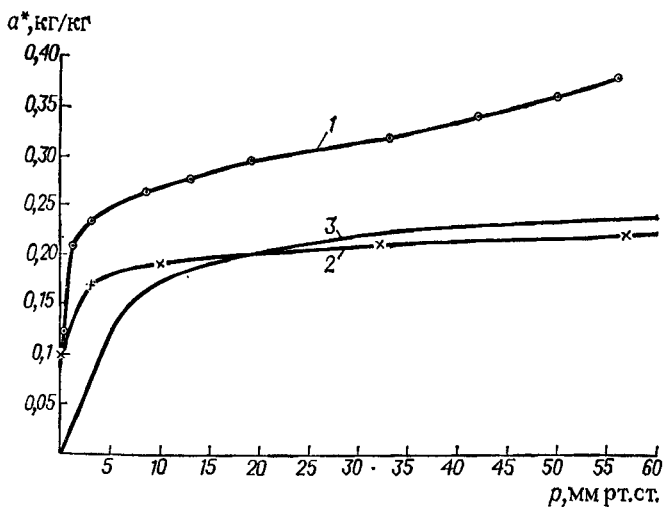


Рис. 9.2. Изотермы адсорбции при 20 °С:

1 — бензол; 2 — диэтиловый эфир; 3 — этиловый спирт (70%) + диэтиловый эфир (30%).

или в развернутом виде:

$$\frac{C}{C_0} = e^{-x-z} \left[ 1 + (1+x)z + \left(1+x + \frac{x^2}{2!}\right) \frac{z^2}{2!} + \dots \right. \\ \left. \dots + \left(1+x + \dots + \frac{x^n}{n!}\right) \frac{z^n}{n!} + \dots \right]. \quad (9.32a)$$

Это уравнение удобно для расчета на ЭВМ (рис. 9.2).

14. Распределение концентрации сорбтива в неподвижном слое адсорбента аналогично (9.31), (9.32) описывается зависимостью:

$$\frac{y^*}{C_0} = 1 - e^{-x-z} \sum_{n=0}^{\infty} x_n \frac{d^n J_0(2i\sqrt{xz})}{d(xz)^n}, \quad (9.33)$$

где  $y^*$  — концентрация сорбтива в газовой фазе, равновесная с концентрацией в твердой фазе.

В развернутом виде:

$$\frac{y^*}{C_0} = e^{-x-z} \left[ z + (1+x) \frac{z^2}{2!} + \left(1+x + \frac{x^2}{2!}\right) \frac{z^3}{3!} + \dots \right. \\ \left. \dots + \left(1+x + \frac{x^2}{2!} + \dots + \frac{x^n}{n!}\right) \frac{z^{n+1}}{(n+1)!} + \dots \right]. \quad (9.33a)$$

В уравнениях (9.31)—(9.33):

$$x = K_v L / \omega y; \quad (9.34)$$

$$z = \frac{K_v}{A} \left( \tau - \frac{L}{\omega y} \right). \quad (9.35)$$

C/C <sub>0</sub>		При значениях $x$						
		10	20	30	50	100	150	200
0,005	$z$	1,5	6,6	13,0	27,1	66,4	108	151
	$\eta$	0,15	0,33	0,43	0,54	0,66	0,72	0,76
0,010	$z$	2,0	7,6	14,3	29,0	69,3	112	156
	$\eta$	0,20	0,38	0,48	0,58	0,69	0,75	0,78
0,020	$z$	2,6	8,7	15,8	31,1	72,6	116	161
	$\eta$	0,26	0,44	0,53	0,62	0,73	0,77	0,80
0,030	$z$	3,0	9,5	16,8	32,5	74,7	119	164
	$\eta$	0,30	0,48	0,56	0,65	0,75	0,79	0,82
0,040	$z$	3,3	10,0	17,5	33,5	76,3	121	116
	$\eta$	0,33	0,50	0,58	0,67	0,76	0,80	0,83
0,050	$z$	3,6	10,5	18,2	34,5	77,6	122	168
	$\eta$	0,36	0,53	0,61	0,69	0,78	0,82	0,84

Здесь  $K_v$  — объемный коэффициент массопередачи;  $L$  — высота слоя адсорбента;  $w_y$  — скорость газовой фазы, рассчитанная на общее сечение адсорбера;  $\tau$  — продолжительность процесса адсорбции;  $A$  — константа из уравнения изотермы адсорбции:  $A = y^*/a$  ( $a$  — величина адсорбции).

Кривые распределения концентраций (см. рис. 9.2) сорбтива в твердой фазе представлены в литературе [1] в соответствии с данными, рассчитанными по уравнению (9.33а). Практически такие графики используют редко, так как для условий проскока представляют интерес малые значения  $C/C_0$  или  $y/C_0$ , которые трудно определить по рисунку из-за мелкого масштаба.

Для расчета времени защитного действия с помощью ЭВМ удобно пользоваться данными табл. 9.4.

В табл. 9.4 приведены значения  $z$  и  $\eta$  ( $\eta$  — коэффициент полезного действия адсорбционной емкости адсорбента при проскоке). При низких значениях  $C/C_0$  коэффициент полезного действия адсорбционной емкости  $\eta$  приближенно равен отношению комплексов  $z/x$ .

После экспериментального определения  $C/C_0$  и  $\eta$  из табл. 9.4 находят значения  $x$  и  $z$ . Из величин  $x$  и  $z$  по формулам (9.34) и (9.35) рассчитывают коэффициент массопередачи  $K_v$  и соотношение равновесных концентраций между фазами  $C/C_0$  или  $y/C_0$ . Для единичного объема газовой смеси (при  $z = \text{const}$ ) в отрезке высоты слоя  $L/x$  (равном высоте единицы массопередачи) концентрация  $C_1$  изменяется в  $C_2$  по зависимости:

$$\int_{C_1}^{C_2} - \frac{dC}{C - y^*} = 1.$$

Таким образом, комплекс  $x$  представляет собой число единиц массопереноса.

## ПРИМЕРЫ

**Пример 9.1.** Определить требуемое количество активного угля, высоту слоя адсорбента и диаметр адсорбера периодического действия для поглощения паров бензина из смеси его с воздухом. Расход паровоздушной смеси  $3450 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Начальная концентрация бензина  $\bar{C}_0 = 0,02 \text{ кг/м}^3$ . Скорость паровоздушной смеси  $w = 0,23 \text{ м/с}$ , считая на полное сечение аппарата, динамическая активность угля по бензину  $7\%$  (масс.), остаточная активность после десорбции  $0,8\%$  (масс.), насыпная плотность угля  $\rho_{\text{нас}} = 500 \text{ кг/м}^3$ . Продолжительность десорбции, сушки и охлаждения адсорбента составляет  $1,45 \text{ ч}$ .

**Решение.** Для поглощения бензина за  $1,45 \text{ ч}$  необходимо адсорбента:

$$G = \frac{3450 \cdot 1,45 \cdot 0,02}{0,07 - 0,008} = 1612 \text{ кг.}$$

При заданной скорости паровоздушной смеси  $0,23 \text{ м/с}$  и расходе  $3450 \text{ м}^3/\text{ч}$  диаметр адсорбера должен быть равен:

$$D = \sqrt{\frac{3450}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,23}} = 2,3 \text{ м.}$$

Высота слоя адсорбента:

$$H = \frac{1612}{500 \cdot 0,785 \cdot 2,3^2} \approx 0,8 \text{ м.}$$

**Пример 9.2.** По опытным данным, продолжительность поглощения паров хлорпикрина ( $C_0 = 6,6 \text{ г/м}^3$ ) слоем активного угля высотой  $H = 0,05 \text{ м}$  и площадью поперечного сечения  $S = 0,01 \text{ м}^2$  при объемной скорости  $V = 0,03 \text{ м}^3/\text{мин}$  составляет  $\tau = 336 \text{ мин}$ . По изотерме хлорпикрина активность угля  $a_0^* = 222 \text{ кг/м}^3$ . Диаметр частиц угля  $d_3 = 1,5 \text{ мм}$ . Определить: а) коэффициент защитного действия слоя  $K$ ; б) потерю времени защитного действия  $\tau_0$ ; в) величину динамических характеристик  $B_1$  и  $B_2$ .

**Решение.** По формуле (9.16):

$$K = a_0^*/(w\bar{C}_0).$$

Величины  $a_0^*$  и  $\bar{C}_0$  заданы, а линейная скорость паров вычисляется по объемной скорости и поперечному сечению адсорбера:

$$w = V/S = 0,03/0,01 = 3 \text{ м/мин.}$$

После подстановки получаем:

$$K = 222/(3 \cdot 0,0066) = 11\,200 \text{ мин/м} \approx 187 \text{ ч/м.}$$

Потеря времени защитного действия определяется по уравнению (9.15):

$$\tau_0 = KH - \tau = 11\,200 \cdot 0,05 - 336 = 224 \text{ мин.}$$

Динамические коэффициенты  $B_1$  и  $B_2$  определяются по формулам (9.17) и (9.18):

$$B_1 = K\omega = 11\,200 \cdot 3 = 33\,600;$$

$$B_2 = \tau_0 \sqrt{\omega} / d_3 = 224 \sqrt{3} / 0,0015 = 259\,000.$$

**Пример 9.3.** Если в условиях предыдущего примера скорость потока паровоздушной смеси  $\omega' = 6$  м/мин, то как при этом изменяется: а) коэффициент защитного действия слоя; б) потеря времени защитного действия; в) продолжительность поглощения для слоя высотой  $H' = 0,1$  м?

**Решение.** Так как коэффициент  $B_1$  — величина постоянная,

$$K' = K\omega/\omega' = B_1/\omega' = 33\,600/6 = 5600 \text{ мин/м.}$$

Из формулы для коэффициента  $B_2$  определим:

$$\tau'_0 = B_2 d_3 / \sqrt{\omega'} = \frac{259\,000 \cdot 0,0015}{\sqrt{6}} \approx 159 \text{ мин.}$$

Продолжительность поглощения определим по уравнению Шилова:

$$\tau' = K' H' - \tau'_0 = 5600 \cdot 0,1 - 159 = 401 \text{ мин.}$$

**Пример 9.4.** Через адсорбер периодического действия за один период проходит  $2000 \text{ м}^3$  паровоздушной смеси с концентрацией диэтилового эфира  $\bar{C}_0 = 0,006 \text{ кг/м}^3$ . Температура процесса  $20^\circ\text{C}$ , давление атмосферное, скорость потока паровоздушной смеси  $\omega = 13$  м/мин, концентрация смеси после выхода из адсорбера  $\bar{C} = 3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$ . В качестве поглотителя применяется активный уголь марки АГ-5 с диаметром зерен  $d_3 = 0,004$  м и насыпной плотностью  $500 \text{ кг/м}^3$ . Высота слоя угля  $H = 0,7$  м.

По изотерме бензола для  $20^\circ\text{C}$  на том же угле построить изотерму адсорбции диэтилового эфира из воздуха при  $20^\circ\text{C}$ . Пользуясь этой изотермой, определить количество активного угля, необходимое на одну загрузку, диаметр адсорбера и продолжительность поглощения до проскока.

**Решение.** Ординаты и абсциссы точек изотермы диэтилового эфира вычисляются по формулам (9.4) и (9.6):

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2}; \quad \lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s,1}}{p_1},$$

где  $a_1$  и  $a_2$  — концентрации адсорбированных бензола и эфира, кг/кг;  $V_1$  и  $V_2$  — молярные объемы бензола и эфира в жидком состоянии,  $\text{м}^3/\text{кмоль}$ ;  $p_1$  и  $p_2$  — парциальные давления паров бензола и эфира, мм рт. ст.;  $p_{s,1}$  и  $p_{s,2}$  — давления насыщенных паров бензола и эфира при  $20^\circ\text{C}$ , мм рт. ст.;  $T_1$  и  $T_2$  — температуры бензола и эфира при адсорбции (в данном случае  $T_1 = T_2 = 293 \text{ K}$ );  $\beta$  — коэффициент аффинности.

Молярные объемы бензола и эфира:

$$V_1 = M_1/\rho_1 = 78,879 = 0,0887 \text{ м}^3/\text{кмоль};$$

$$V_2 = M_2/\rho_2 = 74,714 = 0,1036 \text{ м}^3/\text{кмоль}.$$

Т а б л и ц а 9.5

Изотерма бензола		Изотерма диэтилового эфира	
$a_1^*$ , кг/кг	$p_1$ , мм рт. ст.	$a_2^*$ кг/кг	$p_2$ , мм рт. ст.
0,103	0,105	0,0837	0,0202
0,122	0,223	0,0992	0,0501
0,208	1	0,169	2,82
0,233	3	0,190	10,1
0,262	8	0,212	32,2
0,276	13	0,224	56,9
0,294	19	0,24	88,2
0,318	33	0,258	169,2
0,338	42	0,273	224,5
0,359	50	0,292	275,0

Коэффициент аффинности:

$$\beta = V_2/V_1 = 0,1036/0,0887 = 1,17.$$

На изотерме бензола (рис. 9.2) берем ряд точек.

Первая точка:  $a_1^* = 0,262$  кг/кг,  $p_1 = 8$  мм рт. ст. Вычислим координаты соответствующей точки на изотерме диэтилового эфира:

$$a_1^* = 0,262/78 \text{ кмоль/кг};$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,262}{78} \frac{0,0887}{0,1036} = 0,00287 \text{ кмоль/кг} = \\ = 0,00287 \cdot 74 \text{ кг/кг} = 0,212 \text{ кг/кг};$$

$$\lg p_2 = \lg 442 - 1,17 \frac{293}{293} \lg \frac{75}{8} = 1,50822; p_2 = 32,2 \text{ мм рт. ст.}$$

По этому методу вычисляем ординаты и абсциссы для остальных точек и полученные данные сводим в табл. 9.5.

По найденным точкам строим изотерму диэтилового эфира для 20 °С (кривая 2 на рис. 9.2).

Определим с помощью изотермы статическую активность угля по диэтиловому эфиру при концентрации паровоздушной смеси  $\bar{C}_0 = 0,006$  кг/м<sup>3</sup>.

Предварительно необходимо рассчитать парциальное давление, соответствующее  $\bar{C}_0$ , по формуле (9.1):

$$p_0 = \bar{C}_0 RT = 0,006 \frac{848}{74} \frac{760}{10 \cdot 330} = 1,4 \text{ мм рт. ст.}$$

По диаграмме, абсциссе  $p_0 = 1,4$  мм рт. ст. соответствует ордината  $a_0^* = 0,132$  кг/кг.

Количество активного угля на одну загрузку составляет:

$$G_1 = 2000 \cdot 0,006/0,132 = 91 \text{ кг или } 91/500 = 0,182 \text{ м}^3.$$



Диаметр адсорбера вычисляется из равенства

$$\frac{\pi D_a^2}{4} H = 0,182 \text{ м}^3,$$

откуда

$$D_a = \sqrt{\frac{0,182 \cdot 4}{\pi H}} = \sqrt{\frac{0,182 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,7}} = 0,69 \text{ м.}$$

Так как на изотерме точка, соответствующая исходной концентрации паровоздушной смеси  $\bar{C}_0 = 0,006 \text{ кг/м}^3$ , находится в первой (прямолинейной) области, то продолжительность процесса вычисляется по формуле (9.19):

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\Gamma/\omega} \sqrt{H} - b \sqrt{\Gamma/\beta_y},$$

где  $\Gamma = a_0^*/\bar{C}_0 = 0,132 \cdot 500/0,006 = 11\,000$ ;  $\omega = 13 \text{ м/мин}$  — скорость газового потока;  $H = 0,7 \text{ м}$  — высота слоя угля;  $b$  — функция, определяемая по табл. 9.3 (для  $\bar{C}/\bar{C}_0 = 0,00003/0,006 = 0,005$  значение  $b = 1,84$ );  $\beta_y$  — коэффициент массоотдачи, который вычисляется по формуле (9.13), приведенной к расчетному виду:

$$\beta_y = 1,6 \frac{D \omega^{0,51}}{v^{0,51} d_s^{1,46}}.$$

Находим кинематический коэффициент вязкости воздуха. Так как по рис. VI  $\mu = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ , то

$$v = \mu/\rho = 0,018 \cdot 10^{-3}/1,2 = 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Тогда

$$v^{0,54} = (0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0,248 \cdot 10^{-2}.$$

Диаметр частиц угля  $d_s = 0,004 \text{ м}$ . Следовательно,

$$d_s^{1,46} = 0,004^{1,46} = (0,40 \cdot 10^{-2})^{1,46} = 0,3154 \cdot 10^{-3}.$$

Скорость  $\omega = 13 \text{ м/мин} = 13/60 \text{ м/с}$ , поэтому

$$(\omega/60)^{0,54} = (13/60)^{0,54} = 0,438.$$

Коэффициент диффузии при  $0^\circ\text{C}$  для системы диэтиловый эфир — воздух:

$$D_0 = 0,028 \text{ м}^2/\text{ч} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Для температуры  $20^\circ\text{C}$  коэффициент диффузии вычисляем по формуле:

$$\begin{aligned} D &= D_0 \frac{p_0}{p} \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \frac{1}{1} \left( \frac{293}{273} \right)^{3/2} = \\ &= 0,0778 \cdot 10^{-4} \cdot 1,11 = 0,0864 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.} \end{aligned}$$

После подстановки получаем объемный коэффициент массоотдачи:

$$\beta_y = \frac{1,6 \cdot 0,0864 \cdot 10^{-4} \cdot 0,438}{0,248 \cdot 10^{-2} \cdot 0,3154 \cdot 10^{-3}} = 7,75 \text{ с}^{-1}.$$

Определяем продолжительность процесса:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{11 \cdot 000}{13/60}} \sqrt{0,7} - 1,84 \sqrt{\frac{11 \cdot 000}{7,75}} = 188,1 - 69,4 = 118,7;$$

$$\tau = 118,7^2 = 14 \cdot 090 \text{ с} = 234,9 \text{ мин} = 3,9 \text{ ч}.$$

Определим количество паровоздушной смеси, проходящей через адсорбер за это время:

$$V = \frac{\pi D_a^2}{4} \omega \tau = \frac{3,14 \cdot 0,69^2}{4} 13 \cdot 234,9 = 1142 \text{ м}^3.$$

По условиям примера, за один период через адсорбер должно пройти 2000 м<sup>3</sup>. Следовательно, диаметр адсорбера следует увеличить:

$$D_a = \sqrt{\frac{2000 \cdot 4}{\pi \omega \tau}} = \sqrt{\frac{2000 \cdot 4}{3,14 \cdot 13 \cdot 234,9}} = 0,83 \text{ м}.$$

Необходимо также увеличить количество активного угля на одну загрузку:

$$\frac{\pi D_a^2}{4} H \cdot 500 = 0,785 \cdot 0,83^2 \cdot 500 \cdot 0,7 = 190 \text{ кг}.$$

**Пример 9.5.** Пользуясь изотермой адсорбции смеси паров этилового спирта и диэтилового эфира (кривая 3 на рис. 9.2), определить продолжительность адсорбции этой смеси слоем активного угля высотой  $H = 1,0$  м. Начальная концентрация смеси  $\bar{C}_0 = 0,072$  кг/м<sup>3</sup>; средняя концентрация на выходе из адсорбера  $\bar{C} = 0,0001$  кг/м<sup>3</sup>; скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению адсорбера,  $\omega = 12$  м/мин; диаметр частиц активного угля  $d_3 = 0,004$  м; насыпная плотность  $\rho_{\text{нас}} = 500$  кг/м<sup>3</sup>; температура адсорбции 20 °С; давление атмосферное.

**Решение.** По изотерме адсорбции (рис. 9.2) определяется  $a_0^*$ , соответствующая концентрации  $\bar{C}_0 = 0,072$  кг/м<sup>3</sup>. Молярная масса смеси  $M_{\text{см}} = 0,3 \cdot 46 + 0,7 \cdot 74 = 65,6$  кг/кмоль.

Давление, соответствующее  $\bar{C}_0$ :

$$\rho_0 = \bar{C}_0 R T = 0,072 \frac{848}{65,6} 293 \frac{760}{10330} = 20 \text{ мм рт. ст.}$$

По изотерме  $a_0^* = 0,20$  кг/кг = 0,2 · 500 = 100 кг/м<sup>3</sup>. Эта точка находится в третьей области изотермы; поэтому продолжительность поглощения определяется по формуле (9.21):

$$\tau = \frac{a_0^*}{\omega \bar{C}_0} \left[ H - \frac{\omega}{\beta_y} \ln \left( \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) \right].$$

Для расчета по этой формуле необходимо вычислить только коэффициент массоотдачи  $\beta_y$  для смеси.

Коэффициент диффузии эфира в воздухе при 0 °С:

$$D'_0 = 0,028 \text{ м}^2/\text{ч} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Коэффициент диффузии этилового спирта в воздухе при 0 °С:

$$D''_0 = 0,0367 \text{ м}^2/\text{ч} = 0,1019 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Для расчета примем меньший коэффициент диффузии (для эфира) и пересчитаем его на температуру 20 °С:

$$\begin{aligned} D &= D'_0 \frac{\rho_0}{\rho} \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 0,028 \frac{1}{1} \left( \frac{293}{273} \right)^{3/2} = \\ &= 0,0312 \text{ м}^2/\text{ч} = 0,0866 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}. \end{aligned}$$

Кинематический коэффициент вязкости рассчитываем по воздуху (см. предыдущий пример):  $\nu = 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$

Рассчитаем значения  $\nu^{0,54}$ ,  $\omega^{0,54}$  и  $d_3^{1,46}$ :

$$\nu^{0,54} = (0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0,248 \cdot 10^{-2};$$

$$(\omega/60)^{0,54} = (12/60)^{0,54} = 0,42;$$

$$d_3^{1,46} = 0,004^{1,46} = 0,3154 \cdot 10^{-3}.$$

После подстановки найденных величин получим коэффициент массоотдачи:

$$\beta_y = \frac{1,6 \cdot 0,0866 \cdot 10^{-4} \cdot 0,42}{0,248 \cdot 10^{-2} \cdot 0,3154 \cdot 10^{-3}} = 7,4 \text{ с}^{-1}.$$

Продолжительность поглощения составляет:

$$\tau = \frac{100 \cdot 60}{12 \cdot 0,072} \left[ 1,0 - \frac{12}{60 \cdot 7,4} 2,3 \lg \left( \frac{0,072}{0,0001} - 1 \right) \right] = 5900 \text{ с} = 1 \text{ ч } 38 \text{ мин}.$$

**Пример 9.6.** Через адсорбер непрерывного действия диаметром  $D = 0,32 \text{ м}$  проходит в 1 ч  $120 \text{ м}^3$  парогазовой смеси. Поступающий в зону адсорбции активный уголь содержит  $a_1 = 4 \text{ кг/м}^3$  адсорбируемого компонента; при выходе из нее содержание адсорбируемого компонента доходит до  $a_d = 30 \text{ кг/м}^3$ . Концентрация парогазовой смеси, поступающей в адсорбер  $\bar{C}_0 = 0,105 \text{ кг/м}^3$ , покидающей адсорбер  $\bar{C}_1 = 0,0065 \text{ кг/м}^3$ . Коэффициент массоотдачи адсорбируемого компонента в условиях работы адсорбера  $\beta_y = 5 \text{ с}^{-1}$ . Изотерма адсорбции известна (рис. 9.1). Определить скорость движения и высоту слоя активного угля.

**Решение.** Скорость движения угля находим по формуле (9.23):

$$u = 1/K = \bar{C}_0 \omega / a_0^*.$$

Определим линейную скорость парогазовой смеси

$$\omega = \frac{V \cdot 4}{3600 \pi D^2} = \frac{120 \cdot 4}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,32^2} = 0,415 \text{ м/с.}$$

Подставив найденное значение  $\omega$  в формулу (9.23), определим скорость движения угля:

$$u = \frac{0,105 \cdot 0,415}{34} = 0,00128 \text{ м/с.}$$

Для расчета высоты слоя на диаграмму изотермы наносим рабочую линию (рис. 9.1) по координатам ее начальной точки  $A$  ( $\bar{C}_0 = 0,105 \text{ кг/м}^3$  и  $a_d = 30 \text{ кг/м}^3$ ) и конечной  $K$  ( $\bar{C}_1 = 0,0065 \text{ кг/м}^3$  и  $a_1 = 4 \text{ кг/м}^3$ ).

От начальной точки рабочей линии к конечной строим ступени изменения концентрации. Получается пять ступеней. Для каждой ступени определяем число единиц переноса  $m_0$  по формуле (9.28):

$$m_0^I = \frac{2(\bar{C}_0 - \bar{C}_1)}{\bar{C}_0 - \bar{C}_2^*} = \frac{2(0,105 - 0,0815)}{0,105 - 0,053} = 0,905;$$

$$m_0^{II} = \frac{2(0,0815 - 0,053)}{0,0815 - 0,028} = 1,065; \quad m_0^{III} = \frac{2(0,053 - 0,028)}{0,053 - 0,0115} = 1,205;$$

$$m_0^{IV} = \frac{2(0,028 - 0,0115)}{0,028 - 0,0065} = 1,535; \quad m_0^V = \frac{2(0,0115 - 0,0065)}{0,0115 - 0,004} = 1,335.$$

Высоту слоя активного угля находим по формулам (9.25) и (9.27):

$$H = \frac{V}{S \beta_y} \sum_1^V m_0 = \frac{\omega}{\beta_y} \sum_1^V m_0 = \frac{0,415}{5} (0,905 + 1,065 + 1,205 + 1,535 + 1,335) = 0,083 \cdot 6,045 \approx 0,5 \text{ м.}$$

**Пример 9.7.** Определить количество теплоты, которое выделяется за один период ( $\tau = 133$  мин) при адсорбции паров этилового спирта активным углем. Диаметр адсорбера 2 м, высота слоя  $H = 1,0$  м.

Скорость паровоздушной смеси  $\omega = 25$  м/мин; начальная концентрация  $\bar{C}_0 = 0,029 \text{ кг/м}^3$ ; концентрация смеси на выходе из адсорбера  $\bar{C}_1 = 0,0002 \text{ кг/м}^3$ ; насыпная плотность слоя  $\rho_{нас} = 500 \text{ кг/м}^3$ .

**Решение.** Площадь поперечного сечения аппарата:

$$S = \pi D^2 / 4 = 3,14 \cdot 2^2 / 4 = 3,14 \text{ м}^2.$$

За один период через адсорбер проходит парогазовой смеси:

$$V = \omega S \tau = 25 \cdot 3,14 \cdot 133 = 10\,400 \text{ м}^3.$$

Адсорбируется паров этилового спирта:

$$G_{сп} = 10\,400 (29 - 0,2) / 1000 = 300 \text{ кг.}$$

или

$$G_{\text{оп}} = 300/46 \approx 6,52 \text{ кмоль.}$$

В адсорбер загружается активного угля:

$$SH\rho_{\text{нас}} = 3,14 \cdot 1,0 \cdot 500 = 1570 \text{ кг,}$$

что составляет

$$1570/6,52 \approx 240,8 \text{ кг угля/кмоль.}$$

Воспользоваться данными табл. LIII здесь нельзя, так как она составлена из расчета поглощения 1 кмоль на 500 кг угля.

Теплоту адсорбции можно рассчитать по формуле (9.8):

$$q = ma^n.$$

Количество адсорбированного пара  $a$  на 1 кг угля составляет

$$a = 6,52 \cdot 22,4 \cdot 1000/1570 \approx 93 \text{ л/кг.}$$

Числовые значения  $m$  и  $n$  берутся из табл. 9.2:  $m = 3,65 \cdot 10^3$ ,  $n = 0,928$ .

По формуле (9.8) на 1 кг угля выделяется теплоты

$$q = 3,65 \cdot 93^{0,928} = 245 \text{ кДж/кг.}$$

Всего за один период выделяется теплоты

$$q_1 = 245 \cdot 1570 = 385\,000 \text{ кДж.}$$

Эта теплота расходуется на нагревание угля и аппаратуры, на тепловые потери и в основном на нагревание парогазовой смеси. Если предположить, что вся выделившаяся теплота расходуется только на нагревание парогазовой смеси, и считать удельную теплоемкость и плотность ее как для воздуха ( $c = 1,01 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$ ,  $\rho = 1,2 \text{ кг/м}^3$ ), то температура смеси повысится на

$$\Delta t = \frac{385\,000 \cdot 10^3}{10\,400 \cdot 1,2 \cdot 1,01 \cdot 10^3} = 30,5 \text{ К.}$$

**Пример 9.8.** Определить длину зоны массопередачи неподвижного слоя цеолита типа NaA ( $d_p = 0,002 \text{ м}$ ) и рабочую высоту колонного аппарата для процесса глубокой осушки газов ( $\bar{C}_{\text{пр}} = 2,94 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м}^3$ ) при следующих условиях: высота неподвижного слоя  $0,26 \text{ м}$ ,  $\bar{C}_0 = 0,01 \text{ кг/м}^3$ , скорость паровоздушного потока, отнесенная к полному сечению аппарата,  $0,5 \text{ м/с}$ ,  $\tau_{\text{нас}} = 190 \text{ мин}$ ,  $\tau_{\text{пр}} = 110 \text{ мин}$ .

**Решение.** Высота зоны массопередачи рассчитывается по формуле (9.22):

$$h_0 = H \frac{\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{нас}} - (1-f)(\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}})} = \\ = 0,26 \frac{190 - 110}{190 - (1 - 0,5)(190 - 110)} = \frac{26 \cdot 80}{150} = 13,8 \text{ см.}$$

Здесь  $h_0$  — высота зоны массопередачи, см;  $H$  — высота слоя сорбента, см;  $\tau_{\text{нас}}$  — время для равновесного насыщения слоя, мин;  $\tau_{\text{пр}}$  — время защитного действия при минимальной индицируемой проскоковой концентрации, мин;  $f$  — неиспользованная часть адсорбента в зоне массопередачи.

Рабочая высота слоя в аппарате рассчитывается по формуле:

$$H_0 = \gamma h_0 = 1,4 \cdot 13,8 = 19,3 \text{ см,}$$

где  $\gamma$  — коэффициент, характеризующий отношение гравиметрической плотности с вибрационным уплотнением слоя к гравиметрической плотности без уплотнения ( $\gamma = 1,4$ ).

## КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

9.1. Определить количество загружаемого активного угля, диаметр адсорбера и продолжительность периода поглощения 100 кг паров октана из смеси с воздухом при следующих данных: начальная концентрация паров октана  $\bar{C}_0 = 0,012 \text{ кг/м}^3$ , скорость  $\omega = 20 \text{ м/мин}$ , активность угля по бензолу 7%, насыпная плотность угля  $\rho_{\text{нас}} = 350 \text{ кг/м}^3$ , высота слоя угля в адсорбере  $H = 0,8 \text{ м}$ .

9.2. Определить продолжительность поглощения до проскока  $\tau$  и потерю времени защитного действия  $\tau_0$  для адсорбции паров четыреххлористого углерода слоем активного угля высотой  $H = 0,10 \text{ м}$ . Скорость парогазовой смеси  $\omega = 5 \text{ м/мин}$ , диаметр частиц угля  $d_s = 2,75 \text{ мм}$ , динамические коэффициенты  $B_1 = 14\,500$  и  $B_2 = 52\,945$ .

9.3. По изотерме адсорбции бензола при 20 °С (рис. 9.2) построить изотерму адсорбции паров этилового спирта при 25 °С.

9.4. Пользуясь изотермой адсорбции бензола (рис. 9.2), определить скорость и высоту слоя активного угля при непрерывной адсорбции парогазовой смеси с начальной концентрацией  $\bar{C}_0 = 0,11 \text{ кг/м}^3$ , скоростью прохождения смеси  $\omega = 20 \text{ м/мин}$  и коэффициентом массоотдачи  $\beta_y = 4 \text{ с}^{-1}$ . Уголь в процессе адсорбции насыщается до 80% своей статической активности. Остаточная активность угля после десорбции составляет 14,5% от первоначальной статической активности. Парогазовая смесь должна быть очищена до концентрации не более  $\bar{C}_1 = 0,01 \text{ кг/м}^3$ .

9.5. В вертикальный адсорбер диаметром 3 м со стальной трубой диаметром 0,35 м поступает 170 м<sup>3</sup>/мин парогазовой смеси, содержащей  $\bar{C}_0 = 0,02 \text{ кг/м}^3$  паров этилового спирта. Концентрация этилового спирта в отходящем газе  $\bar{C}_1 = 0,0002 \text{ кг/м}^3$ ; высота слоя активного угля в адсорбере  $H = 1,5 \text{ м}$ ; насыпная плотность угля  $\rho_{\text{нас}} = 500 \text{ кг/м}^3$ ; продолжительность одного периода поглощения 4 ч 37 мин. Определить количество теплоты, выделяющейся в адсорбере за первый период.

9.6. Определить минимальную скорость движения цеолита типа NaA в колонном аппарате при глубокой осушке воздуха при следующих данных:  $\bar{C}_0 = 0,01 \text{ кг/м}^3$ ,  $\bar{C}_{\text{пр}} = 2,94 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м}^3$ ,  $d_s = 0,002 \text{ м}$ ,  $a_s^0 = 170 \text{ кг/м}^3$ . Скорость газового потока, отнесенная к полному сечению аппарата 0,5 м/с.

## СУШКА

## ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Влажность материала может быть выражена в процентах либо от общей массы влажного вещества ( $u$ ), либо от массы сухого вещества ( $u'$ ) Величины  $u$  и  $u'$  связаны соотношениями:

$$u' = \frac{100u}{100 - u}; \quad u = \frac{100u'}{100 + u'}. \quad (10.1)$$

2. Количество влаги  $W$ , удаляемое из материала в процессе сушки, при изменении влажности материала от  $u_n$  до  $u_k$ , равняется:

$$W = G_n \frac{u_n - u_k}{100 - u_k} \text{ нлв } W = G_k \frac{u_n - u_k}{100 - u_n}, \quad (10.2)$$

где  $G_n$  и  $u_n$  — начальная масса и влажность материала, поступающего на сушку;  $G_k$  и  $u_k$  — конечная масса и влажность высушенного материала.

Если влагосодержание материала дано в процентах от массы сухого вещества  $u'$ , то

$$W = G_{\text{сух}} \frac{u'_n - u'_k}{100}. \quad (10.3)$$

Здесь  $G_{\text{сух}}$  — производительность сушилки по абсолютно сухому материалу.

3. Паросодержание парогазовой смеси  $x$  (в кг пара/кг сухого газа):

$$x = \frac{M_p}{M_g} \frac{p_p}{\Pi - p_p}, \quad (10.4)$$

где  $M_p$  и  $M_g$  — молярные массы пара и газа;  $\Pi$  — общее давление парогазовой смеси;  $p_p$  — парциальное давление пара.

Влагосодержание паровоздушной смеси  $x$  (в кг водяного пара/кг сухого воздуха):

$$x = 0,622 \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{\Pi - \varphi P_{\text{нас}}}. \quad (10.5)$$

Здесь 0,622 — отношение молярных масс водяного пара и воздуха;  $\varphi$  — относительная влажность воздуха:

$$\varphi = p_p / P_{\text{нас}}; \quad (10.6)$$

$p_p$  — парциальное давление водяного пара в воздухе (при температуре сухого термометра);  $P_{\text{нас}}$  — давление насыщенного водяного пара при той же температуре (табл. XXXVIII и LVI) \*.

\* Если температура влажного воздуха выше температуры насыщения водяного пара при давлении  $\Pi$ , то  $P_{\text{нас}} = \Pi$  и  $x = 0,622 \frac{\varphi}{1 - \varphi}$ .

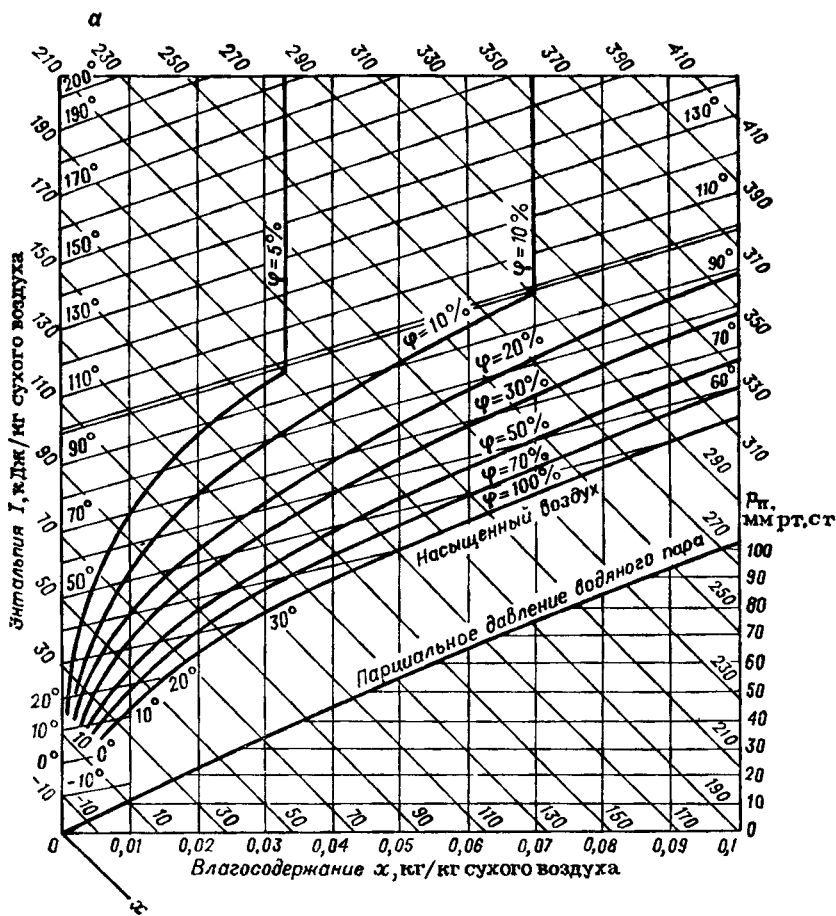


Рис. 10.1, а, б. Диаграмма Рамзина для влажного воздуха.

4. Энтальпия влажного воздуха  $I$  (в кДж/кг сухого воздуха):

$$I = (c_v + c_{пх}) t + r_0 x = (1,01 + 1,97x) t + 2493x, \quad (10.7)$$

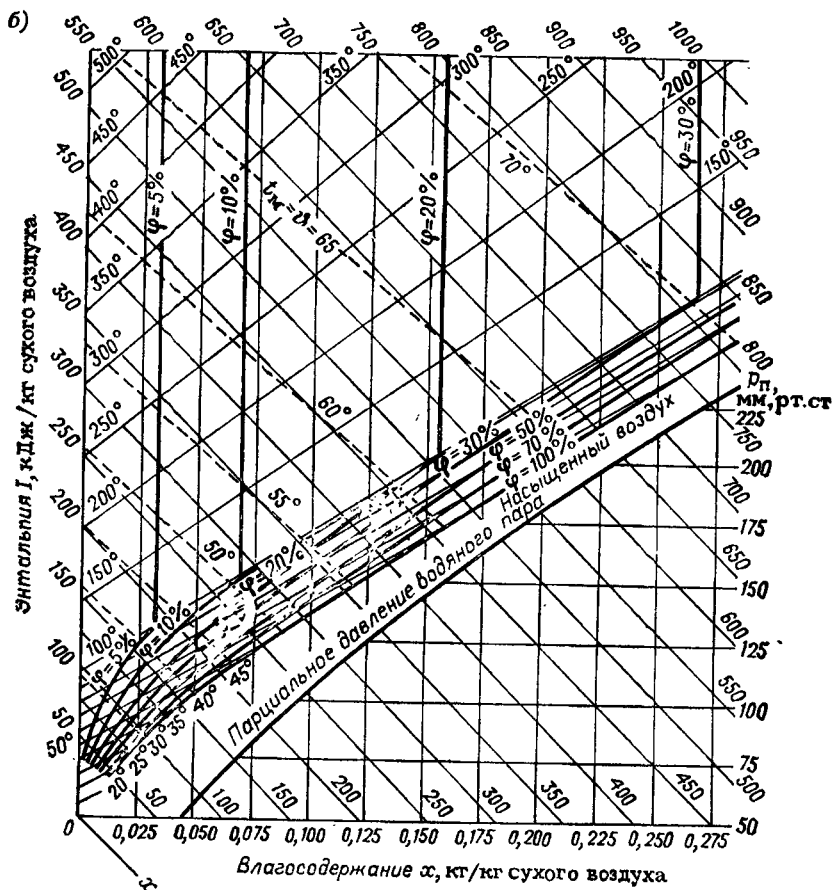
где  $c_v = 1,01$  кДж/(кг·К) — средняя удельная теплоемкость сухого воздуха (при постоянном давлении);  $c_{п} = 1,97$  кДж/(кг·К) — средняя удельная теплоемкость водяного пара;  $x$  — влагосодержание воздуха, кг пара/кг сухого воздуха;  $t$  — температура воздуха (по сухому термометру), °С;  $r_0 = 2493$  кДж/кг — удельная теплота парообразования воды при 0 °С.

5. Связь между параметрами влажного воздуха  $x$ ,  $t$ ,  $\varphi$ ,  $I$  легко определяется по  $I - x$  диаграмме Рамзина (рис. 10.1), с помощью которой преимущественно и решаются задачи по статике конвективной воздушной сушки.

6. Плотность влажного воздуха  $\rho_{в.в}$  (в кг/м<sup>3</sup>) при давлении  $P$  и температуре  $T$ , выраженной в К, определяется по уравнению:

$$\rho_{в.в} = \rho_v + \rho_w \quad (10.8)$$





в котором плотность сухого воздуха  $\rho_v$  и плотность водяного пара  $\rho_n$  взяты каждая при своем парциальном давлении:

$$\rho_v = \frac{M_v T_0 (\Pi - \varphi P_{\text{нас}})}{22,47 \Pi_0}; \quad (10.9)$$

$$\rho_n = \frac{M_n T_0 \varphi P_{\text{нас}}}{22,47 \Pi_0}, \quad (10.10)$$

где  $\Pi$  — общее давление паровоздушной смеси;  $\Pi_0$  — нормальное давление (0,1013 МПа, или 1 атм).

Из выражений (10.8)–(10.10) получаем:

$$\begin{aligned} \rho_{\text{вл. в}} &= \frac{M_v T_0 \Pi}{22,47 \Pi_0} \left[ 1 - \left( 1 - \frac{M_n}{M_v} \right) \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{\Pi} \right] = \\ &= 1,293 \frac{273 \Pi}{T \cdot 101300} \times \left( 1 - 0,378 \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{\Pi} \right) = \\ &= \frac{3,48 \cdot 10^{-3}}{T} (\Pi - 0,378 \varphi P_{\text{нас}}). \end{aligned} \quad (10.11)$$

7. Удельный объем влажного воздуха (приходящийся на 1 кг сухого воздуха)  $v_{уд}$  (в м<sup>3</sup>/кг) рассчитывается по формуле:

$$v_{уд} = \frac{R_B T}{P - \varphi P_{нас}}, \quad (10.12)$$

где  $R_B$  — газовая постоянная для воздуха, равная 287 Дж/(кг·К);  $T$  — температура воздуха, К;  $P$  — общее давление паровоздушной смеси, Па;  $\varphi P_{нас} = p_n$  — парциальное давление водяного пара, Па.

8. Расход сухого воздуха в сушилке  $L$  (в кг/с):

$$L = W l. \quad (10.13)$$

Здесь  $W$  — производительность сушилки по испаряемой влаге, кг/с;  $l$  — удельный расход сухого воздуха, кг/кг испаряемой влаги:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0}; \quad (10.14)$$

$x_0$  и  $x_2$  — начальное и конечное влагосодержание воздуха.

9. Расход теплоты в калорифере  $Q$  (в Вт) при нормальном (основном) варианте процесса сушки:

$$Q = L (I_1 - I_0), \quad (10.15)$$

где  $I_0$  и  $I_1$  — энтальпии воздуха на входе в калорифер и на выходе из него, Дж/кг сухого воздуха.

Из теплового баланса сушильной установки для нормального сушильного варианта следует:

$$Q = L (I_2 - I_0) + \sum Q, \quad (10.16)$$

где  $I_2$  — энтальпия воздуха на выходе из сушилки;  $\sum Q$  — сумма расходов теплоты на нагрев материала, нагрев транспортных устройств, потери в окружающую среду (см. ниже).

Пренебрегая величиной  $\sum Q$  по сравнению с  $L (I_2 - I_0)$  — основным расходом теплоты на испарение влаги и нагрев воздуха и пара, — получаем уравнение для теоретической сушилки:

$$Q_T = L (I_2 - I_0). \quad (10.17)$$

10. Удельные расходы теплоты  $q$  (в Дж/кг испаряемой влаги) в действительной сушилке:

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} = l (I_1 - I_0); \quad (10.18)$$

в теоретической сушилке при том же конечном состоянии воздуха:

$$q_T = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0}. \quad (10.19)$$

Разность удельных расходов теплоты в действительной и в теоретической сушилке

$$q - q_T = \frac{I_1 - I_2}{x_2 - x_0} = \Delta \quad (10.20)$$

при отсутствии дополнительного подогрева в сушильной камере равна:

$$\Delta = \frac{\sum Q}{W} = q_{\text{мат}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{пот}} - c\vartheta_{\text{н}} \quad (10.21)$$

Здесь

$$q_{\text{мат}} = \frac{G_{\text{к}}}{W} c_{\text{к}} (\vartheta_{\text{н}} - \vartheta_{\text{н}})^*; \quad q_{\text{тр}} = \frac{G_{\text{тр}}}{W} c_{\text{тр}} (\vartheta_{\text{н}} - \vartheta_{\text{н}}); \quad q_{\text{пот}} = \frac{Q_{\text{пот}}}{W};$$

$c_{\text{к}}$ ,  $c_{\text{тр}}$ ,  $c$  — удельные теплоемкости высушенного материала, транспортных устройств, воды, Дж/(кг·К);  $\vartheta_{\text{н}}$ ,  $\vartheta_{\text{н}}$  — температуры начальная (поступающего в сушилку влажного материала) и конечная (высушенного материала, выходящего из сушилки), °С.

11. Тепловой к. п. д. сушилки:

$$\eta = r/q, \quad (10.22)$$

где  $r$  — удельная теплота парообразования воды, определяемая по температуре материала при сушке (температуре мокрого термометра), Дж/кг;  $q$  — удельный расход теплоты в сушилке, Дж/кг.

12. При измерении психрометром относительной влажности движущегося воздуха парциальное давление водяного пара в нем может быть рассчитано по психрометрической формуле:

$$p_{\text{п}} = P'_{\text{нас}} - A(t - t_{\text{м}}) \Pi, \quad (10.23)$$

где  $P'_{\text{нас}}$  — давление насыщенного водяного пара при температуре мокрого термометра;  $t - t_{\text{м}}$  — разность температур сухого и мокрого термометров;  $\Pi$  — барометрическое давление;  $A$  — коэффициент, зависящий от ряда факторов, из которых основным является скорость воздуха.

При  $w > 0,5$  м/с:

$$A = 0,00001 \left( 65 + \frac{6,75}{w} \right). \quad (10.24)$$

Приближенное определение по показаниям психрометра относительной влажности воздуха на  $I - x$  диаграмме Рамзина — см. пример 10.12.

13. Скорость испарения воды с влажной поверхности материала (в первом периоде сушки)  $G$  [в кг/(м<sup>2</sup>·ч)] может быть рассчитана по эмпирическому уравнению:

$$G = 0,04075w^{0,8} \Delta p, \quad (10.25)$$

где  $w$  — скорость воздуха над материалом, м/с;  $\Delta p = (P_{\text{нас}} - p_{\text{п}})$  — разность давлений насыщенного пара в пограничном слое воздуха у поверхности влажного материала и парциального давления пара в проходящем воздухе, мм рт. ст.

\*  $Q_{\text{мат}} = G_{\text{к}} c_{\text{к}} \vartheta_{\text{н}} - G_{\text{н}} c_{\text{н}} \vartheta_{\text{н}} = G_{\text{к}} c_{\text{к}} (\vartheta_{\text{н}} - \vartheta_{\text{н}}) - W c \vartheta_{\text{н}}$ .

Значение  $P_{\text{нас}}$  берется по паровым таблицам для температуры мокрого термометра;  $p_{\text{п}}$  определяется по формуле (10.23) или по диаграмме Рамзина (рис. 10.1).

14. Продолжительность сушки при постоянных условиях (по воздуху) может быть определена по приближенным уравнениям:

а) для периода постоянной скорости

$$\tau_1 = \frac{1}{N} (u'_n - u'_{\text{кр}}); \quad (10.26)$$

б) для периода падающей скорости

$$\tau_2 = \frac{u'_{\text{кр}} - u_p}{N} 2,3 \lg \frac{u'_{\text{кр}} - u'_p}{u'_k - u'_p}. \quad (10.27)$$

Здесь  $N$  — скорость сушки в первом периоде, выражаемая числом килограммов влаги (на 1 кг сухого вещества), испаряемой за 1 с;  $u'_n, u'_{\text{кр}}, u'_k, u'_p$  — начальное, критическое, конечное и равновесное влагосодержание материала (считая на сухое вещество).

Общая продолжительность сушки:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2.$$

Вследствие неравномерного омывания материала воздухом, наличия «мертвых» зон и других причин в теоретические формулы (10.26) и (10.27) приходится вводить поправочный коэффициент, равный 1,5—2. Приближенное уравнение для определения продолжительности сушки (без учета равновесного влагосодержания) имеет вид:

$$\tau = \frac{u'_n - u'_{\text{кр}}}{N} + \frac{u'_{\text{кр}}}{N} 2,3 \lg \frac{u'_{\text{кр}}}{u'_k}. \quad (10.28)$$

15. Движущая сила процесса сушки (в первом периоде) может быть выражена следующим образом.

а) Как разность температур воздуха  $t$  и поверхности влажного материала, которая принимается равной температуре мокрого термометра  $t_{\text{м}}$ :

$$x = t - t_{\text{м}}. \quad (10.29)$$

Величину  $x$  называют также потенциалом сушки.

б) Как разность влагосодержаний воздуха насыщенного  $x_{\text{нас}}$  (в поверхностном слое) и ненасыщенного  $x$  (в ядре воздушного потока):

$$\Delta x = x_{\text{нас}} - x. \quad (10.30)$$

Средняя движущая сила определяется по уравнениям:

$$x_{\text{ср}} = \frac{x_1 - x_2}{2,3 \lg (x_1/x_2)} \quad (10.31)$$

и

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2,3 \lg (\Delta x_1/\Delta x_2)}, \quad (10.32)$$

где  $x_1 = t_1 - t_{\text{м}}$ ;  $x_2 = t_2 - t_{\text{м}}$ ;  $\Delta x_1 = x_{\text{нас}} - x_1$ ;  $\Delta x_2 = x_{\text{нас}} - x_2$ .

Обозначения температур и влагосодержаний — см. пример 10.14.  
 16. Скорость сушки  $N$  в первом периоде может быть определена либо опытным путем, либо через коэффициент массоотдачи. Так как количество испаренной влаги (в кг/с)

$$W = \beta F \Delta x_{ср} \quad (10.33)$$

то

$$N = W/G_{сух} = \beta F \Delta x_{ср}/G_{сух} = \beta f \Delta x_{ср} \quad (10.34)$$

Здесь  $\beta$  — коэффициент массоотдачи в газовой фазе,  $\text{кг} / \left( \text{м}^2 \cdot \text{с} \frac{\text{кг}}{\text{кг}} \right)$ ;  $F$  — площадь поверхности испарения,  $\text{м}^2$ ;  $\Delta x_{ср}$  — средняя движущая сила,  $\text{кг пара/кг сухого воздуха}$ ;  $f = F/G_{сух}$  — удельная поверхность (на  $\text{кг}$  сухого вещества),  $\text{м}^2/\text{кг}$ .

17. Коэффициент массоотдачи  $\beta$  может быть определен из критериального уравнения:

$$\text{Nu}'_r = A \text{Re}_r^n (\text{Pr}'_r)^{0,33} \text{Gu}^{0,135}, \quad (10.35)$$

где  $\text{Nu}'_r = \beta l/D$ ;  $\text{Re}_r = \omega l/\nu$ ;  $\text{Pr}'_r = \nu/D$ .

Определяющим размером при вычислении критериев  $\text{Nu}'_r$  и  $\text{Re}_r$  является длина поверхности испарения  $l$  в направлении движения сушильного агента.

Параметрический критерий Гухмана  $\text{Gu} = (T_c - T_m)/T_c$ , где  $T_c$  и  $T_m$  — температуры сухого и мокрого термометров,  $\text{K}$ .

Величины  $A$  и  $n$  в уравнении (10.35) зависят от критерия  $\text{Re}_r$  (табл. 10.1).

Следует отметить, что при интенсивном процессе сушки значение коэффициента массоотдачи может быть выше рассчитанного по уравнению (10.35).

18. Продолжительность сушки и размеры противоточной сушилки при переменных условиях (по воздуху и материалу) могут быть определены с помощью уравнений (10.36) и (10.38). Для первого периода сушки в противоточной сушилке необходимо обеспечить площадь поверхности материала (в  $\text{м}^2$ ):

$$F_1 = \frac{L}{\beta} \ln \frac{x_{\text{нас}} - x_1}{x_{\text{нас}} - x_2} \quad (10.36)$$

Т а б л и ц а 10.1

$\text{Re}_r$	$A$	$n$
1—200	0,9	0,5
200—6 000	0,87	0,54
6 000—70 000	0,347	0,65

Для второго периода сушки в сушилке необходимо развить площадь поверхности материала (в м<sup>2</sup>):

$$F_2 = \frac{Lu_{кр}^*}{\beta} \int_{x_0}^{x_1} \frac{dx}{(x_{нас} - x) \left[ u^* - \frac{L}{V_M} (x_1 - x_0) \right]}. \quad (10.37)$$

Правая часть уравнения (10.37) может быть проинтегрирована, так как переменным является только  $x$ .

В результате интегрирования получаем следующее выражение:

$$F_2 = \frac{u_{кр}^*}{\beta} \frac{V_M}{x_{нас} + \frac{u_{кр}^* V_M}{L} - x_1} \ln \frac{(x_{нас} - x_0) \frac{u_{кр}^* V_M}{L}}{(x_{нас} - x_1) \left( x_0 + \frac{u_{кр}^* V_M}{L} - x_1 \right)}. \quad (10.38)$$

В сушилке должна быть развита общая площадь поверхности материала:

$$F = F_1 + F_2.$$

В уравнениях (10.36)–(10.38) приняты следующие обозначения:  $L$  — расход сухого воздуха, проходящего через сушилку, кг/ч;  $V_M$  — расход материала, проходящего через сушилку (считая на сухое вещество), м<sup>3</sup>/ч;  $\beta$  — коэффициент массоотдачи, определяемый экспериментальным путем, кг/(м<sup>2</sup>·ч· $\frac{кг}{кг}$ );  $u^*$  — содержание избыточной (свободной) влаги в материале ( $u^* = u' - u'_{равн}$ ) в момент времени  $t$  после начала периода падающей скорости, кг влаги/м<sup>3</sup> сухого материала;  $u_{кр}^*$  — содержание избыточной (свободной) влаги в материале в критической точке, кг влаги/м<sup>3</sup> сухого материала;  $x_0$  — влагосодержание воздуха, входящего во вторую зону противоточной сушилки, кг/кг воздуха (см. рис. 10.13);  $x_1$  — влагосодержание воздуха, уходящего из второй зоны сушилки и входящего в первую зону, кг/кг воздуха;  $x_2$  — влагосодержание воздуха, выходящего из сушилки, кг/кг воздуха;  $x_{нас}$  — влагосодержание насыщенного воздуха, кг/кг воздуха.

## ПРИМЕРЫ

**Пример 10.1.** Определить по  $I - x$  диаграмме Рамзина (рис. 10.1) энтальпию и влагосодержание воздуха при 60 °С и  $\phi = 0,3$ .

**Решение.** Как показано на рис. 10.2, находим:  $I = 163$  кДж/кг сухого воздуха;  $x = 0,04$  кг/кг сухого воздуха.

**Пример 10.2.** Определить парциальное давление водяного пара в паровоздушной смеси при 80 °С и  $I = 150$  кДж/кг сухого воздуха.

**Решение.** По диаграмме Рамзина (рис. 10.1) находим точку пересечения изотермы 80 °С с линией  $I = 150$  кДж/кг сухого воздуха и эту точку проектируем на линию парциального давления водяного пара, которая находится внизу диаграммы; полученную точку проектируем направо на ось ординат, на которой нанесены парциальные давления водяного пара (в мм рт. ст.).

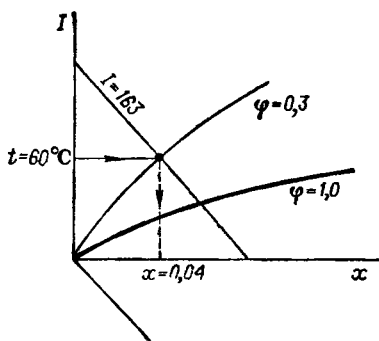


Рис. 10.2 (к примеру 10.1)

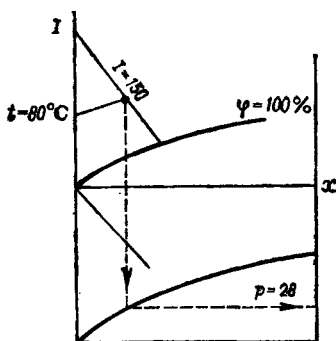


Рис. 10.3 (к примеру 10.2).

При  $t = 80^\circ\text{C}$  и  $I = 150$  кДж/кг сухого воздуха находим  $p_{\text{н}} = 28$  мм рт. ст.

Графическую схему решения см. на рис. 10.3.

**Пример 10.3.** Воздух с температурой  $24^\circ\text{C}$  и  $\varphi = 0,7$  нагревается в калорифере до  $90^\circ\text{C}$ . Найти энтальпию и влагосодержание воздуха на выходе из калорифера.

**Решение** (рис. 10.4). Начальное состояние воздуха определяется на диаграмме  $I - x$  точкой пересечения изотермы  $t = 24^\circ\text{C}$  с линией  $\varphi = 0,7$ . Этой точке соответствует  $x = 0,013$  кг/кг сухого воздуха и  $I = 54,5$  кДж/кг сухого воздуха. Изменение состояния воздуха при нагревании его в калорифере происходит при постоянном влагосодержании, т. е. при  $x = \text{const}$ . Следовательно, конечное состояние воздуха определится точкой пересечения линии  $x = 0,013$  с изотермой  $t = 90^\circ\text{C}$ . Этой точке соответствует энтальпия  $I = 126$  кДж/кг сухого воздуха.

**Пример 10.4.** Найти аналитически влагосодержание и энтальпию воздуха при  $30^\circ\text{C}$  и  $\varphi = 0,75$ ;  $P = 0,098$  МПа ( $1$  кгс/см $^2$ ).

**Решение.** Для аналитического определения влагосодержания воздуха воспользуемся формулой (10.5). В нашем случае при  $t = 30^\circ\text{C}$  давление насыщенного пара  $P_{\text{нас}} = 0,0433$  кгс/см $^2$  (табл. LVI).

Подставляя соответствующие значения, получаем:

$$x = 0,622 \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{P - \varphi P_{\text{нас}}} = 0,622 \times$$

$$\times \frac{0,75 \cdot 0,0433}{1 - 0,75 \cdot 0,0433} =$$

$$= 0,021 \frac{\text{кг}}{\text{кг сухого воздуха}}$$

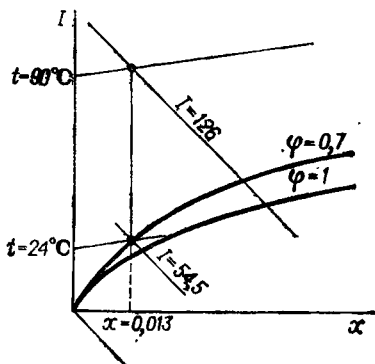


Рис. 10.4 (к примеру 10.3).

Энтальпия воздуха подсчитывается по уравнению (10.7). Подставляя соответствующие величины, имеем:

$$I = (1,01 + 1,97x) t + 2493x = (1,01 + 1,97 \cdot 0,021) 30 + 2493 \cdot 0,021 = 83 \text{ кДж/кг сухого воздуха.}$$

**Пример 10.5.** По данным предыдущего примера определить удельный объем влажного воздуха, приходящийся на 1 кг сухого воздуха, т. е. на  $(1 + x)$  кг воздушно-паровой смеси.

**Решение.** Удельный объем влажного воздуха находим по формуле (10.12):

$$v_{\text{уд}} = \frac{R_n T}{\Pi - \varphi P_{\text{нас}}} = \frac{287 \cdot 303}{9,81 \cdot 10^4 - 0,75 \cdot 0,0433 \cdot 9,81 \cdot 10^4} = 0,92 \text{ м}^3/\text{кг сухого воздуха.}$$

**Пример 10.6.** Найти парциальное давление водяного пара, плотность и влагосодержание воздуха, если его температура  $60^\circ\text{C}$ , давление  $P_{\text{абс}} = 380$  мм рт. ст. и  $\varphi = 0,4$ .

**Решение.** Из табл. XXXVIII находим  $P_{\text{нас}} = 149,4$  мм рт. ст. По уравнению (10.6) парциальное давление водяного пара:

$$p_{\text{п}} = P_{\text{нас}} \varphi = 149,4 \cdot 0,4 = 59,8 \text{ мм рт. ст.}$$

Плотность влажного воздуха по уравнению (10.11):

$$\begin{aligned} \rho_{\text{вл. в}} &= 1,293 \frac{T_0 \Pi}{T \Pi_0} \left( 1 - \frac{0,378 \varphi P_{\text{нас}}}{\Pi} \right) = \\ &= 1,293 \frac{273 \cdot 380}{333 \cdot 760} \left( 1 - \frac{0,378 \cdot 59,8}{380} \right) = 0,5 \text{ кг/м}^3. \end{aligned}$$

Влагосодержание воздуха по уравнению (10.5):

$$x = 0,622 \frac{p_{\text{п}}}{\Pi - p_{\text{п}}} = 0,622 \frac{59,8}{380 - 59,8} = 0,116 \frac{\text{кг}}{\text{кг сухого воздуха}}.$$

**Пример 10.7.** Определить относительную влажность воздуха при  $t = 150^\circ\text{C}$  и  $\Pi = 760$  мм рт. ст., если его влагосодержание  $x = 0,07$  кг/кг сухого воздуха.

**Решение.** Под атмосферным давлением насыщенный водяной пар не может иметь температуру выше  $100^\circ\text{C}$ . Поэтому при температуре воздушно-паровой смеси выше  $100^\circ\text{C}$   $P_{\text{нас}} = \Pi$ . Тогда по уравнению (10.5):

$$x = 0,622 \frac{\varphi \Pi}{\Pi - \varphi \Pi} = 0,622 \frac{\varphi}{1 - \varphi},$$

т. е. при данном влагосодержании  $x$  относительная влажность  $\varphi$  является постоянной величиной, не зависит от температуры. В нашем случае:

$$0,07 = 0,622 \frac{\varphi}{1 - \varphi},$$

откуда  $\varphi \approx 0,1 = 10\%$ .



**Пример 10.8.** Найти влагосодержание влажного воздуха при  $t = 60^\circ\text{C}$  и  $\varphi = 50\%$ , если барометрическое давление  $P = 765$  мм рт. ст., и определить ошибку при расчете этого влагосодержания с помощью диаграммы Рамзина, построенной для  $P = 745$  мм рт. ст.

**Решение.** По табл. XXVIII для  $t = 60^\circ\text{C}$  находим  $P_{\text{нас}} = 149,4$  мм рт. ст. Тогда

$$x = 0,622 \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{P - \varphi P_{\text{нас}}} = 0,622 \frac{0,5 \cdot 149,4}{765 - 0,5 \cdot 149,4} =$$

$$= 0,0672 \text{ кг пара/кг сухого воздуха.}$$

По диаграмме Рамзина (рис. 10.1) при  $t = 60^\circ\text{C}$  и  $\varphi = 50\%$  находим  $x = 0,0695$  кг/кг.

Погрешность составляет:  $\frac{0,0695 - 0,0672}{0,0672} 100 = 3,4\%$ .

**Пример 10.9.** Определить расход сухого воздуха и теплоты в теоретической сушилке для удаления из влажного материала 100 кг/ч влаги, если начальное состояние воздуха (до калорифера):  $t_0 = 15^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_0 = 0,8$ , а на выходе из сушилки:  $t_2 = 44^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_2 = 0,5$ .

**Решение.** По диаграмме  $I - x$  находим:  $x_0 = 0,009$  кг/кг;  $x_2 = 0,03$  кг/кг. По уравнению (10.14) определяем удельный расход сухого воздуха:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0,03 - 0,009} = 47,6 \frac{\text{кг}}{\text{кг испаряемой влаги}}.$$

Удельный расход теплоты находим по уравнению (10.19), предварительно сняв значения энтальпий по диаграмме  $I - x$ . В условиях данного примера  $I_2 = 121,5$  кДж/кг;  $I_0 = 40$  кДж/кг. Удельный расход теплоты:

$$q = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} = \frac{121,5 - 40}{0,03 - 0,009} = 3880 \text{ кДж/кг испаряемой влаги.}$$

Расход сухого воздуха по уравнению (10.13):

$$L = Wl = 100 \cdot 47,6 = 4760 \text{ кг/ч.}$$

Расход теплоты:

$$Q = Wq = 100 \cdot 3880/3600 = 108 \text{ кВт.}$$

**Пример 10.10.** В калорифер вводится смесь свежего воздуха ( $t_0 = 25^\circ\text{C}$ ;  $\varphi_0 = 0,5$ ) и отработанного ( $t_2 = 50^\circ\text{C}$ ;  $\varphi_2 = 0,8$ ) в массовых отношениях 1 : 3 (считая на сухой воздух). Найти параметры смеси перед калорифером и после подогрева ее в калорифере до  $80^\circ\text{C}$ .

**Решение.** По диаграмме  $I - x$  определяем влагосодержание и энтальпию свежего и отработанного воздуха при заданных  $t$  и  $\varphi$ . При  $t_0 = 25^\circ\text{C}$  и  $\varphi_0 = 0,5$ :  $x_0 = 0,01$  и  $I_0 = 50$  кДж/кг.

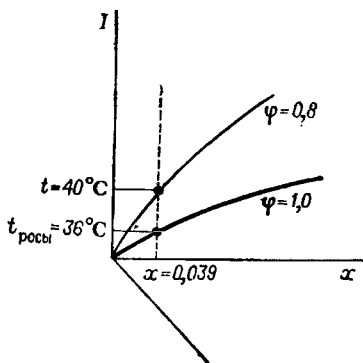


Рис. 10.5 (к примеру 10.11).

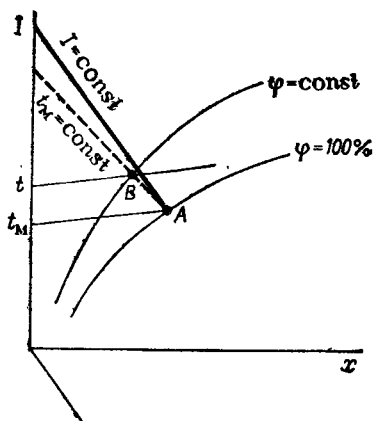


Рис. 10.6 (к примеру 10.12).

При  $t_2 = 50^\circ\text{C}$  и  $\varphi_2 = 0,8$ :  $x_2 = 0,069$  и  $I_2 = 228$  кДж/кг. Следовательно, влагосодержание смеси будет равно:

$$x_{\text{см}} = 0,25 \cdot 0,01 + 0,75 \cdot 0,069 = 0,0542 \text{ кг/кг,}$$

**а энтальпия**

$$I_{\text{см}} = 0,25 \cdot 50 + 0,75 \cdot 228 = 183,5 \text{ кДж/кг.}$$

Далее находим на диаграмме точку с координатами  $x = 0,0542$  и  $I = 183,5$ . Этой точке соответствуют  $t_{\text{см}} = 45^\circ\text{C}$  и  $\varphi_{\text{см}} = 0,85$ . Нагревание смеси в калорифере происходит при  $x = \text{const}$ . Следовательно, точка пересечения линии  $x = 0,0542$  кг/кг с изотермой  $80^\circ\text{C}$  даст нам состояние смеси после калорифера. Этой точке соответствуют:  $I_{\text{см}} = 147$  кДж/кг и  $\varphi_{\text{см}} = 0,018$ .

**Пример 10.11.** Найти точку росы для воздуха, имеющего  $t = 40^\circ\text{C}$  и  $\varphi = 0,8$ .

**Решение.** Точка росы соответствует той температуре, при которой паровоздушная смесь с данным влагосодержанием становится насыщенной водяным паром. При охлаждении влажного воздуха ниже этой температуры происходит конденсация водяного пара. Для определения точки росы необходимо на диаграмме  $I - x$  найти точку, соответствующую заданному состоянию воздуха, затем опуститься по линии  $x = \text{const}$  до пересечения с кривой  $\varphi = 1$ , т. е. до линии насыщения. В нашем случае  $x = 0,039$  кг/кг и точка росы соответствует температуре  $t = 36^\circ\text{C}$  (см. схему решения на рис. 10.5).

**Пример 10.12.** Показания психрометра: по сухому термометру  $t = 40^\circ\text{C}$ , по мокрому  $t_M = 35^\circ\text{C}$ . Определить приблизительно по диаграмме  $I - x$  Рамзина относительную влажность воздуха.

**Решение.** Находим на диаграмме точку пересечения изотермы  $t_M$  с линией  $\varphi = 100\%$  (точка А на рис. 10.6). Из этой точки, двигаясь по линии постоянной температуры мокрого термометра

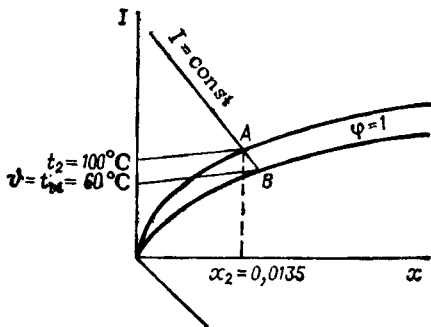


Рис. 10.7 (к примеру 10.13).

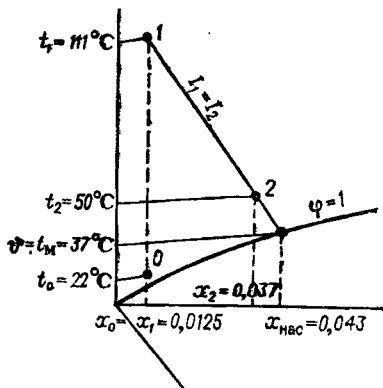


Рис. 10.8 (к примеру 10.14).

( $t_M = \text{const}$ )\*, доходим до пересечения с изотермой  $t$ . В точке пересечения  $B$  находим искомое значение  $\varphi$ .

Если на диаграмме Рамзина для упрощения ее линии  $t_M = \text{const}$  не нанесены, как на рис. 10.1, а, то искомую относительную влажность воздуха приблизительно можно определить, двигаясь из точки  $A$  по линии  $I = \text{const}$  до пересечения ее с изотермой  $t$ . Линии  $t_M = \text{const}$  и  $I = \text{const}$  близки, и при небольших значениях разности ( $t - t_M$ ) погрешность при таком приближенном определении невелика.

В нашем случае при  $t = 40^\circ\text{C}$  и  $t_M = 35^\circ\text{C}$  находим по линии  $I = \text{const}$ :  $\varphi = 70\%$ .

**Пример 10.13.** Найти температуру материала, выходящего из сушилки, если его влажность выше критической и воздух на выходе из сушилки имеет  $t_2 = 100^\circ\text{C}$  и  $x_2 = 0,0135$  кг/кг.

**Решение.** В первом периоде сушки температура влажного материала равна температуре мокрого термометра  $t_M$ . Ее находим (рис. 10.7), двигаясь от точки  $A$  по линии  $I = \text{const}$  до пересечения с линией  $\varphi = 1$  в точке  $B$ , через которую проходит изотерма  $t_M = 60^\circ\text{C}$ .

**Пример 10.14.** Найти движущую силу процесса сушки  $\Delta x_{\text{ср}}$  и  $x_{\text{ср}}$  для теоретической сушилки при следующих условиях:  $t_0 = 22^\circ\text{C}$ ;  $t_2 = 50^\circ\text{C}$ ;  $\varphi_0 = 0,75$ ;  $\varphi_2 = 0,45$ .

**Решение.** По диаграмме  $I - x$  (рис. 10.8) находим:  $x_1 = 0,0125$  кг/кг;  $x_2 = 0,037$  кг/кг;  $x_{\text{нас}} = 0,043$  кг/кг;  $\vartheta \approx 37^\circ\text{C}$ . Следовательно,

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2,3 \lg \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}} = \frac{(0,043 - 0,0125) - (0,043 - 0,037)}{2,3 \lg \frac{0,043 - 0,0125}{0,043 - 0,037}} = 0,0152 \text{ кг/кг};$$

$$x_{\text{ср}} = \frac{x_1 - x_2}{2,3 \lg \frac{x_1}{x_2}} = \frac{(111 - 37) - (50 - 37)}{2,3 \lg \frac{111 - 37}{50 - 37}} = 35^\circ\text{C} = 35 \text{ К}.$$

\* На рис. 10.1, б линии  $t_M = \text{const}$  нанесены пунктиром.

**Пример 10.15.** Определить по показаниям психрометра относительную влажность воздуха, покидающего сушилку, если температура сухого термометра  $t = 85^\circ\text{C}$ , температура мокрого термометра  $t_m = 68^\circ\text{C}$ , барометрическое давление  $P = 750$  мм рт. ст., а скорость воздуха  $w = 1$  м/с.

**Решение.** Относительная влажность воздуха:

$$\varphi = p_{\text{п}}/P_{\text{нас}}$$

По табл. LVI находим, что при  $t = 85^\circ\text{C}$  давление насыщенного пара  $P_{\text{нас}} = 0,59$  кгс/см<sup>2</sup>. Затем определяем парциальное давление водяного пара  $p_{\text{п}}$  по формуле (10.23):

$$p_{\text{п}} = P'_{\text{нас}} - A(t - t_m)P.$$

Находим по табл. LVI давление насыщенного пара при температуре  $t_m$  мокрого термометра:  $P'_{\text{нас}} = 0,2912$  кгс/см<sup>2</sup>.

Коэффициент  $A$  определяем по формуле (10.24):

$$A = 0,00001 \left( 65 + \frac{6,75}{1} \right) = 0,00072.$$

Затем находим:

$$\varphi = \left[ 0,2912 - 0,00072 (85 - 68) \frac{750}{735} \right] / 0,59 = 0,47.$$

**Пример 10.16.** Определить расход воздуха, а также расход и необходимое давление греющего пара для непрерывнодействующей противоточной сушилки, работающей по нормальному сушильному варианту.

Производительность сушилки по влажному материалу	$G_{\text{н}} = 350$ кг/ч
Начальная влажность материала	$u_{\text{н}} = 42\%$
Конечная влажность материала	$u_{\text{к}} = 11\%$
Температура материала, поступающего на сушку	$\vartheta_1 = 18^\circ\text{C}$
Температура материала, выходящего из сушилки	$\vartheta_2 = 47^\circ\text{C}$
Характеристика состояния воздуха:	
до калорифера	$t_0 = 15^\circ\text{C}$ , $\varphi_0 = 70\%$
после сушилки	$t_2 = 45^\circ\text{C}$ , $\varphi_2 = 60\%$
Удельная теплоемкость высушенного ( $u_{\text{к}} = 11\%$ ) материала	$c_{\text{н}} = 2,35 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К)
Масса транспортирующего устройства (стальной транспортер)	$G_{\text{тр}} = 600$ кг
Тепловые потери сушилки и калорифера в окружающую среду	$Q_{\text{пот}} = 12\%$ от суммы всех остальных слагаемых теплового баланса
Влажность греющего пара	6%

**Решение.** Количество испаренной в сушилке влаги определим по уравнению:

$$W = G_{\text{н}} \frac{u_{\text{н}} - u_{\text{к}}}{100 - u_{\text{к}}} = 350 \frac{42 - 11}{100 - 11} = 122 \text{ кг/ч.}$$

По диаграмме  $I - x$  находим влагосодержание и энтальпию воздуха до калорифера и воздуха, выходящего из сушилки:  $x_0 = 0,0077$ ;  $x_2 = 0,038$ ;  $I_0 = 35$  кДж/кг;  $I_2 = 145$  кДж/кг.

Расход сухого воздуха в сушилке на испарение  $W$  кг/ч влаги:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{122}{0,38 - 0,0077} = 4030 \text{ кг/ч.}$$

Расход теплоты в теоретической сушилке:

$$Q_T = L (I_2 - I_0) = \frac{4030 (145 \cdot 10^3 - 35 \cdot 10^3)}{3600} = 123\,000 \text{ Вт.}$$

В действительной сушилке теплота расходуется еще на подогрев материала:

$$G_{\text{н.с.н}} (\vartheta_2 - \vartheta_1) = \frac{(350 - 122) 2,35 \cdot 10^3 (47 - 18)}{3600} = 4300 \text{ Вт,}$$

а также на нагрев транспортирующих устройств:

$$G_{\text{т.р.с.т.р}} (\vartheta_2 - \vartheta_1) = \frac{600 \cdot 0,5 \cdot 10^3 (47 - 18)}{3600} = 2420 \text{ Вт,}$$

где  $0,5 \cdot 10^3$  — удельная теплоемкость стали, Дж/(кг·К) — табл. XXV.

Из общего количества теплоты, которое необходимо подать в сушилку, надо вычесть количество теплоты, вносимое влагой, находящейся во влажном материале:

$$W \vartheta_{\text{в}} = 122 \cdot 18 \cdot 4,19 \cdot 10^3 / 3600 = 2560 \text{ Вт.}$$

Тогда общее количество теплоты, которое должно быть подведено в калорифер, с учетом потерь в окружающую среду, составит:

$$Q = (123\,000 + 4300 + 2420 - 2560) 1,12 = 142\,500 \text{ Вт.}$$

Сравнивая расходы теплоты в теоретической и действительной сушилке, можно видеть, что в последней расход теплоты выше на 15%.

Так как

$$Q = L (I_1 - I_0) = 142\,500 \text{ Вт,}$$

то

$$I_1 - I_0 = \frac{Q}{L} = \frac{142\,500 \cdot 3600}{4030} = 127,5 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг сухого воздуха}}.$$

Следовательно,

$$I_1 = 127,5 + I_0 = 127,5 + 35 = 162,5 \frac{\text{кДж}}{\text{кг сухого воздуха}}.$$

Этому значению  $I_1$  соответствует температура воздуха после калорифера  $t_1 \approx 138^\circ\text{C}$  (по диаграмме  $I - x$ ).

Принимаем разность температур греющего пара и воздуха на выходе из калорифера:

$$\Delta t = t_{г. п} - t_1 = 10^\circ\text{C} = 10 \text{ К.}$$

Тогда

$$t_{г. п} = 138 + 10 = 148^\circ\text{C},$$

чему соответствует необходимое давление греющего пара  $p_{абс} \approx \approx 0,461 \text{ МПа}$ , или  $4,7 \text{ кгс/см}^2$  (табл. LVI).

Расход греющего пара:

$$G_{г. п} = \frac{Q}{r\kappa'} = \frac{142\,500}{2122 \cdot 10^3 \cdot 0,94} = 0,0715 \text{ кг/с} = 257 \text{ кг/ч.}$$

где  $r = 2122 \text{ кДж/кг}$  — удельная теплота конденсации греющего пара при  $148^\circ\text{C}$  (табл. LVI);  $\kappa'$  — паросодержание греющего пара.

Удельный расход греющего пара:

$$d = \frac{G_{г. п}}{W} = \frac{257}{122} = 2,1 \frac{\text{кг греющего пара}}{\text{кг испаряемой влаги}}.$$

**Пример 10.17.** Определить средний коэффициент теплопередачи (относя его к разности температур греющего пара и высушиваемого материала) в опытном элементе паровой трубчатой сушилки для торфа по следующим данным:

Производительность элемента сушилки (считая на абсолютно сухой торф)	$G_{сух} = 11,2 \text{ кг/ч}$
Начальная влажность торфа (считая на сухое вещество)	$u'_н = 0,57 \text{ кг/кг}$
Конечная влажность торфа	$u'_к = 0,148 \text{ кг/кг}$
Температура торфа, поступающего на сушку	$\vartheta_1 = 20^\circ\text{C}$
Температура торфа, выходящего из сушилки	$\vartheta_2 = 52^\circ\text{C}$
Удельная теплоемкость абсолютно сухого торфа	$c = 1,26 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$
Характеристика состояния продуваемого воздуха:	
до сушилки	$t_0 = 22^\circ\text{C}, \varphi_0 = 0,34$
после сушилки	$t_2 = 82^\circ\text{C}, \varphi_2 = 0,37$
Барометрическое давление	$\Pi = 773 \text{ мм рт. ст.}$
Температура греющего пара	$t = 160^\circ\text{C}$
Площадь поверхности нагрева трубы	$F = 2,18 \text{ м}^2$

**Решение.** Средний коэффициент теплопередачи определим по уравнению:

$$K = \frac{Q}{F\Delta t_{ср}}.$$

Здесь  $Q$  — расход теплоты, проходящей через поверхность нагрева;  $\Delta t_{ср}$  — средняя разность температур.

Расход теплоты, передаваемой через греющую поверхность:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3,$$

где  $Q_1$  — теплота, пошедшая на испарение влаги и на нагрев воздуха;  $Q_2$  — теплота, пошедшая на нагревание торфа;  $Q_3$  — потери теплоты в окружающую среду.

Расход испаренной влаги [формула (10.3)]:

$$W = G_{\text{сух}} (u'_в - u'_н) = 11,2 (0,57 - 0,148) / 3600 = 0,0013 \text{ кг/с.}$$

Определяем начальное и конечное влагосодержание воздуха по формуле (10.5):

$$x_0 = 0,622 \frac{0,34 \cdot 0,0270}{1,017 - 0,34 \cdot 0,0270} = 0,0057 \text{ кг/кг;}$$

$$x_2 = 0,622 \frac{0,37 \cdot 0,5233}{1,017 - 0,37 \cdot 0,5233} = 0,146 \text{ кг/кг.}$$

Энтальпия воздуха до поступления в сушилку [формула (10.7)]:

$$I_0 = (1,01 \cdot 10^3 + 1,97 \cdot 10^3 \cdot 0,0057) 22 + 2493 \cdot 10^3 \cdot 0,0057 = 36,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг,}$$

а по выходе из сушилки:

$$I_2 = (1,01 \cdot 10^3 + 1,97 \cdot 10^3 \cdot 0,146) 82 + 2493 \cdot 10^3 \cdot 0,146 = 470 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Тогда

$$Q_1 = W \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} = 0,0013 \frac{470 \cdot 10^3 - 36,5 \cdot 10^3}{0,146 - 0,0057} = 4050 \text{ Вт;}$$

$$Q_2 = G_{\text{сух}} (i_2 - i_0).$$

Здесь  $i_2$  и  $i_0$  — энтальпии выходящего и входящего в сушилку торфа (считая на 1 кг сухого торфа):

$$i_2 = (1,26 \cdot 10^3 \cdot 1 + 4,19 \cdot 10^3 \cdot 0,148) 52 = 97,8 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг;}$$

$$i_0 = (1,26 \cdot 10^3 \cdot 1 + 4,19 \cdot 10^3 \cdot 0,57) 20 = 73 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Следовательно,

$$Q_2 = \frac{11,2}{3600} (97,8 \cdot 10^3 - 73 \cdot 10^3) = 77 \text{ Вт.}$$

Потери теплоты в окружающую среду  $Q_3$  примем равными 10% от  $Q_1$ . Тогда общее количество теплоты:

$$Q = 4050 + 77 + 405 = 4532 \text{ Вт.}$$

Средняя разность температур в сушилке:

$$\Delta t_{\text{ср}} = [(100 - 20) + (100 - 52)] / 2 = 64 \text{ }^\circ\text{C} = 64 \text{ К.}$$

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{Q}{F \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{4532}{2,18 \cdot 64} = 32,4 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К).}$$

Время от начала сушки, ч	0	2	2,5	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20
Влагосодержание материала, % на сухое вещество	104,0	84,0	79,1	63,9	53,9	43,9	32	21,9	14,0	8,0	5	3	1,5

**Пример 10.18.** Определить к. п. д. теоретической воздушной сушилки при следующих условиях: процесс сушки идет при  $I = 115$  кДж/кг, состояние воздуха меняется от  $\varphi_0 = 0,8$ ,  $t_0 = 20$  °С до  $\varphi_2 = 0,6$ ,  $t_2 = 40$  °С.

**Решение.** С помощью диаграммы  $I - x$  Рамзина (рис. 10.1) находим по формуле (10.19) удельный расход теплоты в сушилке на испарение 1 кг влаги:  $q = 3820$  кДж/кг. По табл. LVI для  $t_m = 33$  °С при  $I = 115$  кДж/кг удельная теплота парообразования  $r$  равна 2420 кДж/кг. Следовательно, к. п. д. сушилки по формуле (10.22):

$$\eta = \frac{r}{q} = \frac{2420}{3820} 100 = 63,3\%.$$

**Пример 10.19.** Паста красителя высушивалась в камерной сушилке с рециркуляцией воздуха. Анализ проб на влажность дал следующие результаты (табл. 10.2).

Определить скорость сушки в зависимости от времени; по полученным данным построить кривую и найти критическое влагосодержание материала.

**Решение.** Составляем табл. 10.3. По данным этой таблицы строим кривую в координатах скорость сушки — время сушки (рис. 10.9) и находим, что критическое влагосодержание материала достигается через 6 ч после начала сушки. Ему соответствуют 43,9% влаги, считая на абсолютно сухое вещество, или  $\frac{43,9 \cdot 100}{100 + 43,9} = 30,6\%$  влаги, считая на общую массу продукта.

**Пример 10.20.** Для сушки влажного материала с 33 до 9% влагосодержания (считая на абсолютно сухое вещество) в промышленной сушилке потребовалось 7 ч. Критическое влагосодержание материала было

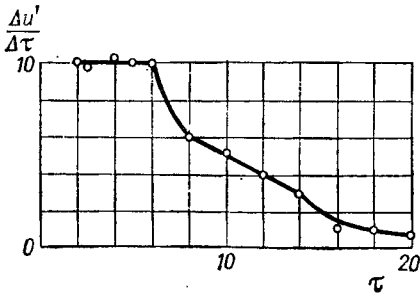


Рис. 10.9 (к примеру 10.19).



Время от начала сушки $\tau$ , ч	Скорость сушки $\frac{\Delta u'}{\Delta \tau}$ (считая на сухое вещество), %/ч	Время от начала сушки $\tau$ , ч	Скорость сушки $\frac{\Delta u'}{\Delta \tau}$ (считая на сухое вещество) %/ч
2	$\frac{104 - 84}{2} = 10$	10	$\frac{32 - 21,9}{2} = 5,05$
2,5	$\frac{84 - 79,1}{0,5} = 9,8$	12	$\frac{21,9 - 14}{2} = 3,95$
4	$\frac{79,1 - 63,9}{1,5} = 10,14$	14	$\frac{14 - 8}{2} = 3,0$
5	$63,9 - 53,9 = 10$	16	$\frac{8 - 5}{2} = 1,5$
6	$53,9 - 43,9 = 10$	18	$\frac{5 - 3}{2} = 1,0$
8	$\frac{43,9 - 32}{2} = 5,95$	20	$\frac{3,0 - 1,5}{2} = 0,75$

16%, а равновесное 5%. Требуется определить время, необходимое для сушки этого материала от 37 до 7% влажности, если условия сушки остаются без изменения. Начальным пусковым периодом можно пренебречь.

**Решение.** Определим  $N$  — скорость сушки в первом периоде. Продолжительность первого периода сушки [уравнение (10.26)]:

$$\tau_1 = (u'_н - u'_{кр})/N = (0,33 - 0,16)/N = 0,17/N.$$

Продолжительность второго периода [уравнение (10.27)]:

$$\tau_2 = \frac{u'_{кр} - u'_р}{N} 2,3 \lg \frac{u'_{кр} - u'_р}{u'_к - u'_р} = \frac{0,16 - 0,05}{N} 2,3 \lg \frac{0,16 - 0,05}{0,09 - 0,05} = \frac{0,111}{N}.$$

Общая продолжительность сушки была 7 ч. Следовательно,

$$\tau_1 + \tau_2 = 7 = \frac{0,17}{N} + \frac{0,111}{N} = \frac{0,281}{N},$$

откуда  $N = 0,0402$  кг/(кг·с).

При новых условиях начальной и конечной влажности материала:

$$\tau_1 = \frac{0,37 - 0,16}{0,0402} = 5,22 \text{ ч};$$

$$\tau_2 = \frac{0,16 - 0,05}{0,0402} 2,3 \lg \frac{0,16 - 0,05}{0,07 - 0,05} = 4,66 \text{ ч}.$$

Общее время сушки составит:

$$\tau = 5,22 + 4,66 = 9,9 \text{ ч}.$$

**Пример 10.21.** Определить время сушки кристаллов салициловой кислоты (частицы угловатой формы) в воздушной пневматической сушилке и необходимую длину сушилки при следующих условиях: производительность  $G_n = 250$  кг/ч высушенного продукта, эквивалентный диаметр частиц  $d_0 = 1$  мм, плотность материала  $\rho_{\text{мат}} = 1480$  кг/м<sup>3</sup>.

Характеристика состояния воздуха:

до калорифера

после калорифера

на выходе из сушилки

Температура кристаллов при входе

Температура кристаллов при выходе

Удельная теплоемкость сухих кристаллов

Влагосодержание кристаллов (считая на абсолютно сухое вещество):

начальное

конечное

$$t_0 = 15^\circ\text{C}, \varphi_0 = 0,7$$

$$t_1 = 90^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 50^\circ\text{C}$$

$$\theta_1 = 15^\circ\text{C}$$

$$\theta_2 = 40^\circ\text{C}$$

$$c_n = 1,16 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$$

$$u'_n = 15\%$$

$$u'_k = 1\%$$

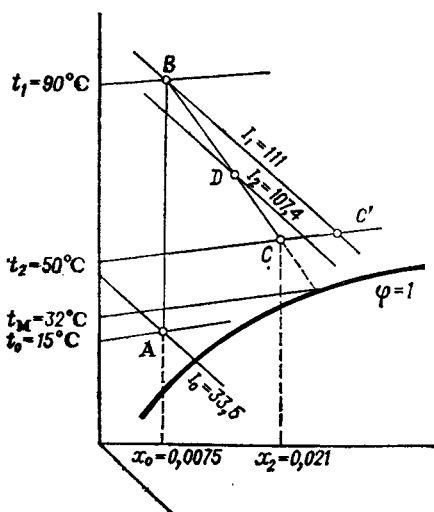
**Решение.** Время сушки можно определить из уравнения теплоотдачи:

$$\tau = \frac{Q}{\alpha F_c \Delta t_{cp}}$$

Для определения расхода воздуха и теплоты на сушку производим построение сушильного процесса на  $I-x$  диаграмме (рис. 10.10).

В теоретической сушилке при  $I_1 = 111$  кДж/кг процесс сушки шел бы по линии постоянной энтальпии  $BC'$  и удельный расход теплоты  $q'_T$  равнялся бы

$$q'_T = \frac{I_1 - I_0}{x'_2 - x_0} = \frac{111 - 33,5}{0,023 - 0,0075} = 5000 \text{ кДж/кг испаряемой влаги,}$$



где  $x'_2 = 0,023$  — влагосодержание воздуха в точке  $C'$ .

В действительной сушилке конечное влагосодержание воздуха  $x_2$  (в точке  $C$ ) будет меньше  $x'_2$ . Его значение находим следующим образом. Из уравнения линии реального процесса сушки  $BC$

$$I = I_1 - \Delta(x - x_0),$$

задаваясь произвольным значением  $x$ , находим  $I$ , предварительно рассчитав расход испаряемой влаги  $W$  и поправку  $\Delta$  для реального процесса сушки.

Рис. 10.10 (к примеру 10.21).

По уравнению (10.3):

$$W = G_{\text{вух}} \frac{u'_n - u'_k}{100} = 250 \cdot 0,99 (0,15 - 0,01) = 34,6 \text{ кг/ч.}$$

По уравнению (10.21) при  $q_{\text{тр}} = 0$ :

$$\begin{aligned} \Delta &= q_{\text{мат}} + q_{\text{пот}} - c\vartheta_1; \\ q_{\text{мат}} &= G_{\text{кк}} (\vartheta_2 - \vartheta_1) / W = 250 \cdot 1,16 \cdot 10^3 (40 - 15) / 34,6 = \\ &= 209,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг испаряемой влаги.} \end{aligned}$$

Примем удельную потерю теплоты  $q_{\text{пот}}$  в размере 5,5% от  $q'_{\text{в}}$   
 $q_{\text{пот}} = 0,055 \cdot 5000 = 275 \text{ кДж/кг испаряемой влаги. Тогда}$

$$\begin{aligned} \Delta &= q_{\text{мат}} + q_{\text{пот}} - c\vartheta_1 = 209,5 + 275 - 4,19 \cdot 15 = \\ &= 421,7 \text{ кДж/кг испаряемой влаги.} \end{aligned}$$

Задаемся  $x = 0,016$  и находим:

$$I = I_1 - \Delta (x - x_0) = 111 - 421,7 (0,016 - 0,0075) = 107,4 \text{ кДж/кг.}$$

Проведя через точки  $B$  и  $D$  ( $x_D = 0,016$ ;  $I_D = 107,4$ ) прямую линию до пересечения с изотермой  $t_2 = 50^\circ\text{C}$ , получаем точку  $C$ , для которой находим  $x_2 = 0,021 \text{ кг/кг}$ .

Расход сухого воздуха на сушку:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{34,6}{0,021 - 0,0075} = 2560 \text{ кг/ч.}$$

Расход теплоты, передаваемой воздуху в калорифере:

$$Q = L (I_1 - I_0) = 2560 (111 \cdot 10^3 - 33,5 \cdot 10^3) / 3600 = 55 \cdot 200 \text{ Вт.}$$

Коэффициент теплоотдачи  $\alpha$  от горячего воздуха к частицам материала, подвергающимся сушке в трубе-сушилке, может быть определен приближенно по рис. 10.11, на котором представлена зависимость  $Nu = f(Gr)$ , полученная по опытным данным И. М. Федорова.

Критерий Нуссельта

$$Nu = \alpha d_p / \lambda.$$

Критерий Архимеда:

$$Gr = d_p^3 \rho_{\text{мат}} g / (\nu_c^2 \rho_c),$$

где  $d_p = 10^{-3} \text{ м}$  — диаметр частицы;  $\lambda = 0,0285 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$  — коэффициент теплопроводности воздуха при его средней температуре  $(90 + 50)/2 = 70^\circ\text{C}$ ;  $\rho_{\text{мат}} = 1480 \text{ кг/м}^3$  — плотность материала;  $\rho_c = 1,03 \text{ кг/м}^3$  — плотность воздуха при  $70^\circ\text{C}$ ;  $\nu_c = 2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$  — кинематический коэффициент вязкости воздуха.

Подставляя эти значения, получаем:

$$Gr = \frac{10^{-3} \cdot 1480 \cdot 9,81}{2^2 \cdot 10^{-12} \cdot 1,03} = 3,52 \cdot 10^4; \quad Gr^{1/3} = 32,8.$$

По рис. 10.11 находим  $Nu = 10$ , откуда

$$\alpha = Nu \lambda / d_p = 10 \cdot 0,0285 / 0,001 = 285 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

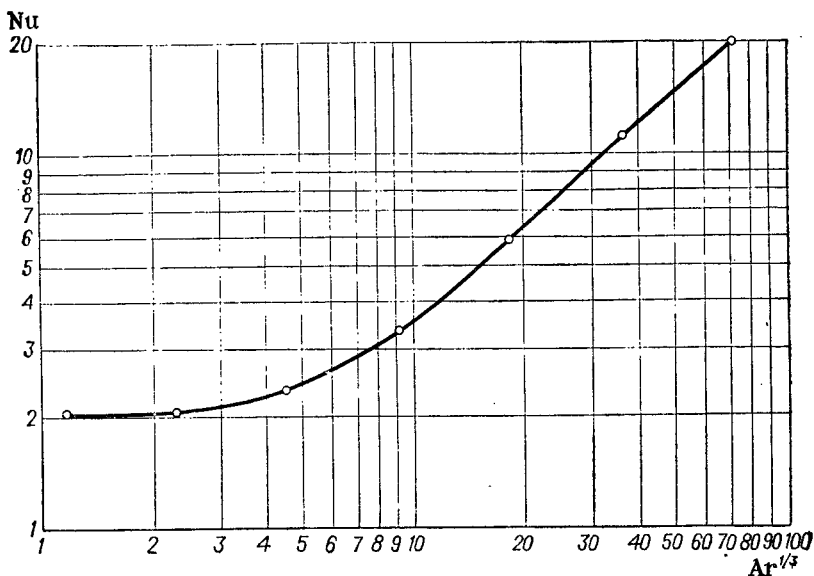


Рис. 10.11. Зависимость критерия  $Nu$  от критерия  $Gr$  (к примеру 10.21).

Число частиц материала, проходящих через сушилку за 1 с:

$$n = \frac{G}{(\pi d_s^2 / 6) \rho_{\text{мат}} \cdot 3600}.$$

Они дают общую площадь поверхности:

$$F_c = n \pi d_s^2 = \frac{6G}{d_s \rho_{\text{мат}} \cdot 3600} = \frac{6 \cdot 250}{0,001 \cdot 1480 \cdot 3600} = 0,281 \text{ м}^2/\text{с}.$$

Среднюю разность температур приближенно \* определяем следующим образом:

$$\begin{array}{ccc} 90 \xrightarrow{\text{Воздух}} & & 50 \\ 32 \xrightarrow{\text{Материал}} & & 40 \\ \Delta t_G = 58 & & \Delta t_M = 10 \end{array};$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{58 - 10}{2,3 \lg(58/10)} = 27,3^\circ \text{C} = 27,3 \text{ К}.$$

Расход теплоты, получаемой в сушилке материалом от горячего воздуха, складывается из следующих слагаемых (принимая приближенно, что вся влага испаряется при  $t_M = 32^\circ \text{C}$ ).

\* Не учитывая кратковременного начального периода подогрева материала, его начальную температуру здесь можно принять равной температуре мокрого термометра, т. е.  $32^\circ \text{C}$  (см. рис. 10.10).

1) Нагрев влажного материала:

$$Q_1 = (G_{\text{вк}} + Wc) (t_{\text{м}} - \vartheta_1) = \left( \frac{250}{3600} 1,16 + \frac{34,6}{3600} 4,19 \right) (32 - 15) = 2,05 \text{ кВт.}$$

2) Испарение влаги:

$$Q_2 = Wr = \frac{34,6}{3600} 2420 = 23,25 \text{ кВт.}$$

3) Нагрев высушенного материала:

$$Q_3 = G_{\text{вк}}(t_2 - t_{\text{м}}) = \frac{250}{3600} 1,16 (40 - 32) = 0,65 \text{ кВт.}$$

Всего:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 2,05 + 23,25 + 0,65 = 25,95 \text{ кВт.}$$

Продолжительность сушки:

$$\tau = \frac{Q}{\alpha F_c \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{25,95 \cdot 10^3}{285 \cdot 0,281 \cdot 27,3} = 11,9 \text{ с.}$$

Длина сушилки может быть найдена из следующего равенства:

$$\tau = l / (w - w_{\text{ос}}),$$

где  $l$  — длина трубы, м;  $w$  — скорость воздуха в сушилке, м/с;  $w_{\text{ос}}$  — скорость осаждения (витания), м/с;  $w_{\text{ос}}$  находим по рис. 3.1, на котором дана зависимость  $Lu = f(Ag)$  для частиц угловатой формы.

Для  $Ag = 3,52 \cdot 10^4$  находим  $Lu = 205$ , откуда

$$w_{\text{ос}} = \sqrt[3]{Lu \nu \rho_{\text{мат}} g / \rho_{\text{с}}} = \sqrt[3]{205 \cdot 2 \cdot 10^{-5} \cdot 1,48 \cdot 10^3 \cdot 9,81 / 1,03} = 3,86 \text{ м/с.}$$

Обычно принимают  $w = (1,1 \div 1,25) w_{\text{ос}}$ . Примем  $w = 3,86 \cdot 1,2 = 4,64 \text{ м/с}$ . Тогда

$$l = \tau (w - w_{\text{ос}}) = 11,9 (4,64 - 3,86) = 9,28 \text{ м.}$$

В действительности время пребывания частиц в трубе-сушилке больше, чем получается по расчету, так как в расчете не учитывается время на разгон частиц, только после которого устанавливается режим движения; это подтверждается экспериментальными данными.

Дополнительная длина  $l_p$  трубы для частиц размером 0,2—1 мм и скорости воздуха 15—50 м/с может быть определена по эмпирической зависимости:

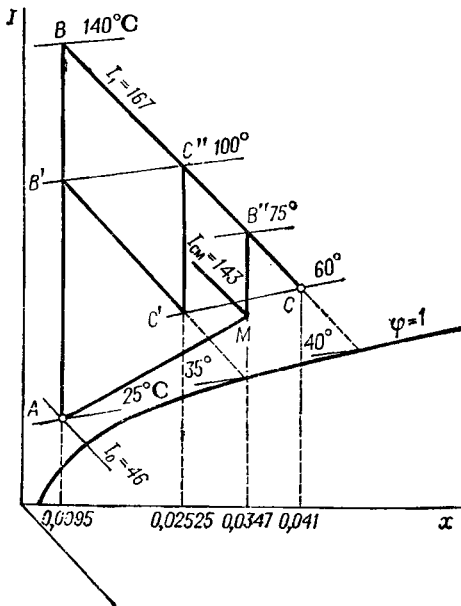
$$l_p = wd,$$

где  $w$  — скорость воздуха, м/с;  $d$  — диаметр частицы, мм.

Для нашего примера  $l_p = 4,64 \cdot 1 = 4,64 \text{ м}$ . Тогда необходимая длина трубы-сушилки:

$$L = 9,28 + 4,64 \approx 14 \text{ м.}$$

Рис. 10.12 (к примеру 10.22).



Диаметр трубы-сушилки определяется из уравнения расхода:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}};$$

$$V = \frac{2560}{1,03 \cdot 3600} = 0,69 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$D = \sqrt{\frac{0,69}{0,785 \cdot 4,64}} = 0,224 \text{ м}.$$

**Пример 10.22.** Определить расход воздуха и теплоты при высушивании 1 т влажного материала от  $u_n = 50\%$  до  $u_k = 6\%$  (считая на общую массу) в теоретической сушилке, работающей: а) по нормальному сушильному варианту; б) по варианту с промежуточным подогревом (считая, что воздух в калориферах подогревается до  $100^\circ\text{C}$ ); в) по варианту с рециркуляцией 80% отработанного воздуха. Сравнить также потенциалы сушки для этих вариантов. Параметры атмосферного воздуха:  $t_0 = 25^\circ\text{C}$ ;  $x_0 = 0,0095$  кг/кг сухого воздуха. Параметры отработанного воздуха:  $t_2 = 60^\circ\text{C}$ ;  $x_2 = 0,041$  кг/кг сухого воздуха.

**Решение.** Определяем количество испаренной при сушке влаги:

$$W = G_H \frac{u_n - u_k}{100 - u_k} = 1000 \frac{50 - 6}{100 - 6} = 468 \text{ кг/ч}.$$

а) Нормальный сушильный вариант (ABC на рис. 10.12). Удельный расход сухого воздуха:

$$l = \frac{l}{x_2 - x_0} = \frac{l}{0,041 - 0,0095} = 31,8 \frac{\text{кг}}{\text{кг испаряемой влаги}}.$$

Общий расход сухого воздуха:

$$L = lW = 31,8 \cdot 468 = 14\,900 \text{ кг/ч}.$$

Удельный расход теплоты:

$$q = l(I_2 - I_0) = 31,8 (167 - 46) = 3860 \text{ кДж/кг испаряемой влаги}.$$

Значения энтальпий находим, пользуясь  $I - x$  диаграммой Рамзина (рис. 10.1).

Общий расход теплоты:

$$Q = Wq = 468 \cdot 3860/3600 = 502 \text{ кВт}.$$

б) При ведении процесса сушки с промежуточным подогревом ( $AB'C'C''C$  на рис. 10.12) необходимы два калорифера для подогрева воздуха в каждом до  $100^\circ\text{C}$ . При этом в первой зоне сушки влагосодержание воздуха повышается до  $0,02525$  кг/кг сухого воздуха и удельный расход сухого воздуха составляет:

$$l' = \frac{1}{0,02525 - 0,0095} = 63,6 \frac{\text{кг}}{\text{кг испаряемой влаги}}.$$

Но так как в первой зоне сушки испаряется только половина всей влаги, т. е.  $468/2 = 234$  кг/ч, то часовой расход сухого воздуха:

$$L = l' \frac{W}{2} = 63,6 \cdot 234 = 14\,900 \text{ кг/ч.}$$

Во второй зоне сушки происходит испарение остальной влаги тем же воздухом, но подогретым до  $100^\circ\text{C}$  в промежуточном калорифере.

Теплота на подогрев воздуха затрачивается в двух калориферах, и расход его равен:

$$Q = l' (I'_2 - I_0) \frac{W}{2} + l' (I_2 - I'_2) \frac{W}{2} = \frac{W}{2} l' (I_2 - I_0),$$

но так как  $l'/2 = l$ , то

$$Q = Wl (I_2 - I_0) = \frac{468}{3600} 31,8 (167 - 46) = 500 \text{ кВт.}$$

в) Для сушильного процесса с возвратом 80% отработанного воздуха ( $AMB''C$  на рис. 10.12) определяем характеристики смеси, поступающей в калорифер:

$$x_{\text{см}} = 0,2x_0 + 0,8x_2 = 0,2 \cdot 0,0095 + 0,8 \cdot 0,041 =$$

$$= 0,0347 \text{ кг влаги/кг сухого воздуха;}$$

$$I_{\text{см}} = 0,2I_0 + 0,8I_2 = 0,2 \cdot 46 + 0,8 \cdot 167 = 143 \text{ кДж/кг сухого воздуха.}$$

Тогда удельный расход сухого воздуха:

$$l'' = \frac{1}{x_2 - x_{\text{см}}} = \frac{1}{0,041 - 0,0347} = 159 \text{ кг/кг влаги,}$$

а расход воздуха (смеси), поступающего в сушилку:

$$L'' = Wl'' = 468 \cdot 159 = 74\,500 \text{ кг/ч.}$$

Расход атмосферного воздуха (20%):

$$L = 74\,500 \cdot 0,2 = 14\,900 \text{ кг/ч.}$$

Удельный расход теплоты:

$$q = \frac{I_2 - I_{\text{см}}}{x_2 - x_{\text{см}}} = \frac{467 - 143}{0,041 - 0,0347} = 3820 \text{ кДж/кг влаги.}$$

## Расход теплоты

$$Q = Wq = \frac{468}{3600} 3820 = 495, \text{ кВт.}$$

Из сравнения расходов воздуха и теплоты на сушку по трем рассмотренным вариантам видно, что при одних и тех же начальных и конечных параметрах воздуха (точки *A* и *C* на рис. 10.12) эти расходы одинаковы.

Сравним средние потенциалы сушки:

$$\text{а) } x_{\text{ср}} = \frac{(t_1 - t_M) - (t_2 - t_M)}{2,3 \text{ лг} \frac{t_1 - t_M}{t_2 - t_M}} = \frac{(140 - 40) - (60 - 40)}{2,3 \text{ лг} \frac{140 - 40}{60 - 40}} = 49,8^\circ \text{C} = 49,8 \text{ К};$$

$$\text{б) } x_{\text{ср1}} = \frac{(100 - 35) - (60 - 35)}{2,3 \text{ лг} \frac{100 - 35}{60 - 35}} = 41,8^\circ \text{C} = 41,8 \text{ К};$$

$$x_{\text{ср2}} = \frac{(100 - 40) - (60 - 40)}{2,3 \text{ г} \frac{100 - 40}{60 - 40}} = 36,5^\circ \text{C} = 36,5 \text{ К};$$

$$x_{\text{ср}} = (41,8 + 36,5)/2 = 39,15^\circ \text{C} = 39,15 \text{ К};$$

$$\text{в) } x_{\text{ср}} = \frac{(75 - 40) - (60 - 40)}{2,3 \text{ лг} \frac{75 - 40}{60 - 40}} = 26,7^\circ \text{C} = 26,7 \text{ К}.$$

Из сравнения потенциалов сушки видно, что наименьшее значение потенциала (наиболее мягкие условия сушки), получено в варианте с возвратом части отработанного воздуха, а наибольшее — при нормальном сушильном варианте.

**Пример 10.23.** Некоторый материал высушивается в противоточной сушилке непрерывного действия от 50 до 3,5% влаги, считая на общую массу. Производительность сушилки по влажному материалу 2260 кг/ч. Плотность сухого материала 640 кг/м<sup>3</sup>. На 1 кг сухого материала приходится 0,0615 м<sup>2</sup> поверхности испарения.

При предварительном опытным высушивании было найдено, что критическое влагосодержание материала составляет 20%, а равновесное — 1,5% от общей массы. В первом периоде сушки, когда поверхность материала насыщена влагой, скорость сушки составляла 2,44 кг влаги с 1 м<sup>2</sup> в 1 ч. Применявшийся в этом случае воздух имел влагосодержание 0,0306 кг/кг. Влагосодержание насыщенного воздуха при температуре материала было  $x_{\text{нас}} = 0,0495$  кг/кг. По этим данным определен коэффициент массоотдачи:

$$\beta = \frac{2,44}{0,0495 - 0,0306} = 129 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \Delta x = 1).$$

Определить необходимую продолжительность сушки.



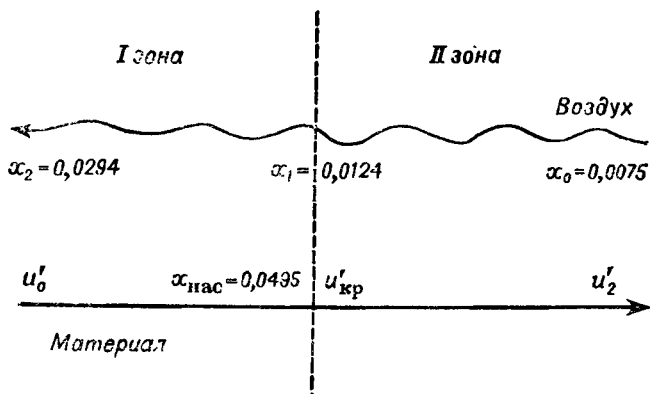


Рис. 10.13 (к примеру 10.23).

Решение (рис. 10.13). Определим по уравнению (10.36) длительность первого периода сушки, в котором вся поверхность материала насыщена влагой. По заданным параметрам:  $t_0 = 20^\circ\text{C}$ ;  $\varphi_0 = 0,5$ ;  $t_1 = 140^\circ\text{C}$  и  $t_2 = 63^\circ\text{C}$ , находим  $x_0 = 0,0075$  и  $x_2 = 0,0294$ . Затем обычным расчетом, который здесь не приводится, находим, что часовой расход сухого воздуха  $L = 49\,700$  кг/ч;  $x_1 = 0,0124$  кг/кг;  $x_{\text{нас}} = 0,0495$  кг/кг. Тогда по уравнению (10.36):

$$F_1 = \frac{2,3 \cdot 49\,700}{12,5} \lg \frac{0,0495 - 0,0124}{0,0495 - 0,0294} = 237 \text{ м}^2.$$

При заданной производительности сушилки часовая подача материала соответствует поверхности испарения

$$2260 \cdot 0,5 \cdot 0,0615 = 69,5 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

Таким образом, первая зона сушилки, соответствующая первому периоду сушки, должна содержать количество материала, загруженного в течение  $237/69,5 = 3,41$  ч, т. е. длительность первого периода сушки 3 ч 25 мин.

Переходя к определению длительности второго периода сушки, находим:

а) объем сухого материала:

$$V_M = 2260 \cdot 0,5/640 = 1,77 \text{ м}^3/\text{ч};$$

б) критическое влагосодержание

$$u'_{\text{кр}} = 20 \cdot 640/80 = 160 \text{ кг/м}^3 \text{ сухого материала};$$

в) равновесное влагосодержание

$$u'_p = 1,5 \cdot 640/98,5 = 9,75 \text{ кг/м}^3 \text{ сухого материала}.$$

Содержание свободной влаги в критической точке:

$$u'_{\text{кр}}^* = u'_{\text{кр}} - u'_p = 160 - 9,75 = 150,25 \text{ кг/м}^3 \text{ сухого материала}.$$

Требуемую площадь поверхности испарения для второй зоны сушилки  $F_2$  находим по уравнению (10.38), в котором

$$u_{\text{н.р}}^* V_M / L = 150,25 \cdot 1,77 / 49\,700 = 0,0054;$$

$$F_2 = \frac{150,25}{129} \frac{1,77}{0,0495 + 0,0054 - 0,0124} \times$$

$$\times \ln \frac{(0,0495 - 0,0075) 0,0054}{(0,0495 - 0,0124)(0,0075 + 0,0054 - 0,0124)} = 120 \text{ м}^2,$$

т. е. вторая зона сушилки, соответствующая второму периоду сушки, должна содержать количество материала, загруженного в течение  $120/69,5 = 1,73$  ч. Следовательно, длительность второго периода сушки будет 1 ч 44 мин.

Общая продолжительность сушки:

$$\tau = 3 \text{ ч } 25 \text{ мин} + 1 \text{ ч } 44 \text{ мин} = 5 \text{ ч } 9 \text{ мин}.$$

**Пример 10.24.** В сушилке, работающей по нормальному сушильному варианту, удаляется из материала влаги 1000 кг/ч. Атмосферный воздух ( $t_0 = 10^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_0 = 78\%$ ) нагревается в паровом калорифере, давление греющего пара в котором 4 кгс/см<sup>2</sup> ( $\sim 0,4$  МПа) по манометру. Психрометр на воздухопроводе после сушилки показывает  $t_2 = 50^\circ\text{C}$ ,  $t_M = 37,5^\circ\text{C}$ . Приняв удельный расход теплоты на 13% больше, чем в теоретической сушилке, определить: производительность вытяжного вентилятора, расход греющего пара, имеющего влажность 5%, и площадь поверхности нагрева калорифера, если коэффициент теплопередачи в нем равен 30 Вт/(м<sup>2</sup>·К).

**Решение.** По диаграмме Рамзина находим:  $x_0 = 0,006$  кг/кг сухого воздуха;  $I_0 = 25,1$  кДж/кг;  $x_2 = 0,037$  кг/кг сухого воздуха;  $I_2 = 146,6$  кДж/кг;  $p_H = 41,5$  мм рт. ст. (рис. 10.14).

Удельный расход сухого воздуха по уравнению (10.14):

$$l = \frac{l}{x_2 - x_1} = \frac{1}{0,037 - 0,006} =$$

$$= 32,3 \text{ кг/кг испаряемой влаги}.$$

Расход сухого воздуха:

$$L = Wl = 1000 \cdot 32,3 = 32\,300 \text{ кг/ч}.$$

Удельный объем влажного воздуха по уравнению (10.12):

$$v_{\text{уд}} = \frac{R_B T}{H - p_H} =$$

$$= \frac{287(273 + 50)}{(745 - 41,5) 133,3} =$$

$$= 0,988 \text{ м}^3/\text{кг сухого воздуха}.$$

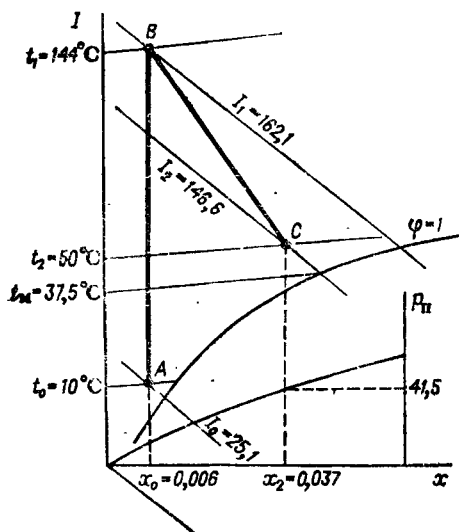


Рис. 10.14 (к примеру 10.24).

Производительность вытяжного вентилятора:

$$V = Lv_{уд} = 32\,300 \cdot 0,988 = 31\,900 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Удельный расход теплоты в теоретической сушилке по уравнению (10.19):

$$q_T = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} = l(I_2 - I_0) = 32,3(146,6 - 25,1) = 3920 \text{ кДж/кг испаряемой влаги}.$$

Для реальной сушилки:

$$q = 1,13q_T = 1,13 \cdot 3920 = 4430 \text{ кДж/кг испаряемой влаги}.$$

Из уравнения (10.18)

$$q = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} = l(I_1 - I_0)$$

находим:

$$I_1 = I_0 + \frac{q}{l} = 25,1 + \frac{4430}{32,3} = 162,1 \text{ кДж/кг}.$$

Этому значению  $I_1$  в точке  $B$  соответствует температура  $t_1 = 144^\circ\text{C}$ .

Расход теплоты в калорифере:

$$Q = Wq = \frac{1000}{3600} 4430 = 1230 \text{ кВт}.$$

Расход греющего пара:

$$G_{г.п.} = \frac{Q}{rx} = \frac{1230}{2117 \cdot 0,95} = 0,613 \text{ кг/с} = 2,2 \text{ т/ч}.$$

Средняя разность температур в калорифере:

$$\begin{array}{c} 151,1 \text{ — } 151,1 \\ 10 \text{ — } 144 \end{array}$$

$$\overline{\Delta t_6} = 141,1 \quad \overline{\Delta t_m} = 7,1;$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t'_m}{2,3 \lg(\Delta t_6/\Delta t'_m)} = \frac{141,1 - 7,1}{2,3 \lg(141,1/7,1)} = 45^\circ\text{C} = 45 \text{ К}.$$

Площадь поверхности нагрева калорифера:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{1230 \cdot 10^3}{30 \cdot 45} = 910 \text{ м}^2.$$

## КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

10.1. Во сколько раз больше придется удалить влаги из 1 кг влажного материала при высушивании его от 50 до 25%, чем при высушивании от 2 до 1% влажности (считая на общую массу). В обоих случаях поступает на сушку 1 кг влажного материала.

10.2. Найти влагосодержание, энтальпию, температуру мокрого термометра и точку росы для воздуха, покидающего сушилку при  $t = 50^\circ\text{C}$  и  $\phi = 0,7$ .

10.3. Температура воздуха по сухому термометру  $50^{\circ}\text{C}$ , по мокрому  $30^{\circ}\text{C}$ . Найти все характеристики воздуха.

10.4. Найти влагосодержание и относительную влажность паровоздушной смеси при  $50^{\circ}\text{C}$ , если известно, что парциальное давление водяного пара в смеси  $0,1 \text{ кгс/см}^2$ .

10.5. Найти содержание водяного пара в смеси: а) с воздухом, б) с водородом, в) с этаном (считая на  $1 \text{ кг}$  сухого газа) при  $t = 35^{\circ}\text{C}$  и  $\varphi = 0,45$ . Общее давление (абсолютное)  $\Pi = 1,033 \text{ кгс/см}^2$ .

10.6. Сопоставить удельный расход воздуха и теплоты в сушилке для летнего и зимнего времени (в условиях Ленинграда), если в обоих случаях воздух, уходящий из сушилки, будет иметь  $t_2 = 40^{\circ}\text{C}$  и  $\varphi_2 = 0,6$ . Сушилка теоретическая, нормальный сушильный вариант. Характеристики состояния воздуха в различных районах в разное время года см. в табл. XL.

10.7. Общее давление (абсолютное) паровоздушной смеси при  $150^{\circ}\text{C}$  и относительной влажности  $\varphi = 0,5$  составляет  $745 \text{ мм рт. ст.}$ . Найти парциальное давление водяного пара и воздуха и влагосодержание воздуха.

10.8. Влажный воздух с температурой  $130^{\circ}\text{C}$  и  $\varphi = 0,3$  находится под давлением  $P_{\text{абс}} = 7 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,7 \text{ МПа}$ ). Определить парциальное давление воздуха, его плотность и влагосодержание.

10.9. Какое количество влаги удаляется из материала в сушилке, если воздух поступает в сушилку в количестве  $200 \text{ кг/ч}$  (считая на абсолютно сухой воздух) с  $t_1 = 95^{\circ}\text{C}$ ,  $\varphi_1 = 5\%$ , а уходит из сушилки с  $t_2 = 50^{\circ}\text{C}$  и  $\varphi_2 = 60\%$ ? Определить также удельный расход воздуха.

10.10. Влажный воздух с температурой  $130^{\circ}\text{C}$  и  $\varphi = 1$  находится под абсолютным давлением  $\Pi = 7 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,7 \text{ МПа}$ ). Найти парциальное давление водяного пара, плотность влажного воздуха и его влагосодержание.

Сравнить результаты задач 10.10 и 10.8.

10.11. Определить производительность вытяжного вентилятора для сушилки, в которой из высушиваемого материала удаляется  $100 \text{ кг/ч}$  влаги при следующих условиях:  $t_0 = 15^{\circ}\text{C}$ ,  $\varphi_0 = 0,8$ ,  $t_2 = 45^{\circ}\text{C}$ ,  $\varphi_2 = 0,6$ ,  $\Pi = 750 \text{ мм рт. ст.}$

10.12. Воздух перед поступлением в сушилку подогревается в калорифере до  $113^{\circ}\text{C}$ . При выходе из сушилки температура воздуха  $60^{\circ}\text{C}$  и  $\varphi_2 = 0,3$ . Определить точку росы воздуха, поступающего в калорифер. Процесс сушки идет по линии  $I = \text{const}$ .

10.13. Определить часовой расход атмосферного воздуха и теплоты, а также температуру воздушной смеси перед калорифером в сушилке с рециркуляцией части отработанного воздуха при следующих условиях:

Характеристика воздуха (считая на сухой воздух):  
атмосферного  
отработанного

$$\begin{aligned} I_0 &= 50 \text{ кДж/кг}; \varphi_0 = 0,7 \\ I_2 &= 260 \text{ кДж/кг}; \varphi_2 = 0,8 \end{aligned}$$

Количество возвращаемого воздуха 80 % (от выходящего из сушилки)

Влажность материала (считая на общую массу):

начальная

$$u_H = 47 \%$$

конечная

$$u_K = 5 \%$$

Производительность сушилки (по влажному материалу)

$$G_H = 1,5 \text{ т/ч}$$

**10.14.** Найти необходимый расход воздуха в сушилке и расход теплоты на калорифер при следующих условиях:

Характеристика воздуха:

атмосферного  
отработанного

$$x_0 = 0,01; t_0 = 20^\circ\text{C}$$

$$x_2 = 0,028; t_2 = 34^\circ\text{C}$$

Влажность материала (считая на общую массу):

начальная

$$u_H = 50 \%$$

конечная

$$u_K = 13 \%$$

Производительность сушилки по абсолютно сухому материалу

$$G_c = 1 \text{ т/ч}$$

Потери теплоты  $\Sigma Q$  с материалом, 15 % от общего количества теплоты транспортным устройством и в окружающую среду (за вычетом теплоты, вносимой влагой)

**10.15.** Определить к. п. д. теоретической сушилки, если состояние воздуха в ней меняется от  $\varphi_0 = 0,7$  и  $t_0 = 20^\circ\text{C}$  до  $\varphi_2 = 0,6$  и  $t_2 = 50^\circ\text{C}$ . Влага испаряется при температуре мокрого термометра.

**10.16.** Найти средний потенциал сушки в теоретической сушилке при  $t_0 = 20^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_0 = 0,7$  и  $t_2 = 50^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_2 = 0,4$ . Испарение идет при температуре мокрого термометра.

**10.17.** В теоретическую сушилку поступает воздух из калорифера с температурой  $85^\circ\text{C}$ , при этом потенциал сушки составляет  $43^\circ\text{C}$ . Потенциал сушки воздуха, покидающего сушилку,  $8^\circ\text{C}$ . Найти парциальное давление водяного пара в воздухе, уходящем из сушилки, и объемный процент водяного пара в нем, если давление в сушилке (абсолютное)  $\Pi = 750 \text{ мм рт. ст.}$

**10.18.** Влажный материал с начальной влажностью 33 %, критической 17 % и равновесной 2 %, высушивается при постоянных условиях сушки до 9 % влажности в течение 8 ч. Определить продолжительность сушки до 3 % влажности в тех же условиях. Влажность дана в процентах от массы абсолютно сухого вещества.

**10.19.** Определить поверхность нагрева вальцовой вакуум-сушилки производительностью 200 кг/ч (по высушенному материалу). Начальная влажность 50 %, конечная 5 % (считая на общую массу). Коэффициент теплопередачи  $350 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$ ; температура сушки  $60^\circ\text{C}$ ; удельная теплоемкость сухого материала  $1,26 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$ ; начальная температура материала  $20^\circ\text{C}$ ; давление греющего пара  $P_{\text{абс}} = 1,5 \text{ кгс/см}^2$ . Потери теплоты составляют 10 % от общего количества теплоты, отдаваемого греющим паром.

10.20. Найти точку росы и относительную влажность воздуха, выходящего из сушилки, по показаниями психрометра:  $t_c = 50^\circ\text{C}$ ,  $t_m = 35^\circ\text{C}$ .

10.21. Найти температуру влажного материала в теоретической сушилке (в первом периоде сушки), если атмосферный воздух поступает в калорифер при  $t_0 = 15^\circ\text{C}$  и  $\varphi_0 = 0,8$  и нагревается в нем до  $t_1 = 123^\circ\text{C}$ .

10.22. В сушилке производительностью 1 т/ч (по влажному материалу) высушивается материал от 55 до 8% влажности (на общую массу). Атмосферный воздух имеет параметры  $t_0 = 20^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_0 = 0,75$  и нагревается в калорифере до  $t_1 = 110^\circ\text{C}$ . Потенциал сушки на выходе из сушилки  $\kappa_2 = 10^\circ\text{C}$ . Определить расход воздуха и греющего пара, если давление пара  $P_{\text{абс}} = 0,25$  МПа, а степень сухости его 95 %.

10.23. В сушилке производительностью 500 кг/ч (по абсолютно сухому продукту) высушивается материал от 42 до 9% влажности (на абсолютно сухое вещество). Температура воздуха, поступающего в калорифер,  $t_0 = 20^\circ\text{C}$ , а его точка росы  $t_p = 8^\circ\text{C}$ . Процесс сушки в теоретической сушилке шел бы при  $I = 125$  кДж/кг. Температура воздуха на выходе из сушилки  $t_2 = 45^\circ\text{C}$ . Нормальный сушильный вариант. Определить расход греющего пара и поверхность нагрева калорифера, если давление (абсолютное) греющего пара 0,2 МПа и влажность 5%, а коэффициент теплопередачи  $K = 32$  Вт/(м<sup>2</sup>·К). Сумма всех потерь теплоты составляет 15% от расхода теплоты в теоретической сушилке.

10.24. Воздух с  $t = 60^\circ\text{C}$  и  $\varphi = 0,2$  охлаждается холодной водой в трубчатом противоточном теплообменнике до точки росы. Охлаждающая вода нагревается от 15 до 25 $^\circ\text{C}$ . Определить расход охлаждаемого воздуха, парциальное давление водяного пара и его объемный процент в воздухе, а также расход охлаждающей воды, если поверхность теплообменника 15 м<sup>2</sup>, а коэффициент теплопередачи  $K = 46$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).

10.25. Найти температуру и влагосодержание воздуха, уходящего из теоретической сушилки, если средний потенциал сушки  $\kappa_{\text{ср}} = 41^\circ\text{C}$ . Воздух поступает в калорифер при  $t_0 = 15^\circ\text{C}$  и  $\varphi = 70\%$ . Энтальпия воздуха, поступающего из калорифера в сушилку,  $I = 144,2$  кДж/кг. Определить также температуру влажного материала (в первом периоде сушки).

10.26. Определить температуру поступающего в теоретическую сушилку воздуха, если средняя движущая сила сушильного процесса  $\Delta\kappa_{\text{ср}} = 0,0136$  кг/кг, температура уходящего из сушилки воздуха  $t_2 = 45^\circ\text{C}$ , а его относительная влажность  $\varphi_2 = 60\%$ .

10.27. Определить расход воздуха, расход греющего пара и требуемое его давление для противоточной воздушной сушилки, работающей по нормальному сушильному варианту. Производительность сушилки 600 кг/ч влажного материала, начальная влажность которого 50% (считая на общую массу), а конечная 9%. Воздух, поступающий в калорифер, имеет  $t_0 = 10^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_0 = 80\%$ ;

воздух, выходящий из сушилки, имеет  $t_2 = 50^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_2 = 50\%$ . Температуру греющего пара выбрать. Влажность греющего пара  $6\%$ .

Расчет произвести: а) для теоретической сушилки, б) для действительной сушилки, принимая в ней температуру материала на входе  $16^\circ\text{C}$ , на выходе  $55^\circ\text{C}$ . Удельная теплоемкость высушенного материала  $1,68\text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)}$ . Масса транспортного устройства (стальной транспортер), несущего часовую загрузку сырого материала,  $450\text{ кг}$ . Потери теплоты сушилкой в окружающую среду составляют  $10\%$  от количества теплоты, передаваемого воздуху в калорифере.

**10.28.** В теоретическую сушилку, работающую с промежуточным (ступенчатым) подогревом воздуха, поступает  $1800\text{ кг/ч}$  влажного материала с начальной влажностью  $39\%$ . Конечная влажность  $8\%$  (считая на общую массу). Воздух на выходе из сушилки имеет температуру  $45^\circ\text{C}$ . Температура атмосферного воздуха  $20^\circ\text{C}$ . Всего в сушильной установке три калорифера, в каждом из которых воздух нагревается до  $70^\circ\text{C}$ . После каждого калорифера воздух в сушилке насыщается водяным паром до  $\varphi = 0,7$ . Определить расход сухого воздуха и греющего пара. Давление греющего пара  $P_{абс} = 0,3\text{ МПа}$ , влажность его  $5\%$ . Дать схему процесса на диаграмме Рамзина.

**10.29.** Расход пара в калорифере сушилки при давлении  $P_{абс} = 0,2\text{ МПа}$  и влажности  $10\%$  составляет  $200\text{ кг/ч}$ . Расход теплоты на  $10\%$  больше расхода теплоты в теоретической сушилке. Площадь поверхности нагрева калорифера  $41\text{ м}^2$ . Атмосферный воздух имеет  $t_0 = 25^\circ\text{C}$  и точку росы  $t_p = 10^\circ\text{C}$ . Процесс сушки идет при  $I_2 = 100\text{ кДж/кг}$ . Парциальное давление водяного пара в воздухе, покидающем сушилку,  $25\text{ мм рт. ст.}$

Определить коэффициент теплопередачи в калорифере и производительность сушилки по влажному материалу, если поступающий в сушилку материал имеет влажность  $60\%$ , а выходящий из сушилки  $10\%$  (считая на общую массу).

**10.30.** В сушилке производительностью  $500\text{ кг/ч}$  (по высушенному материалу) высушивается материал от  $70$  до  $10\%$  (считая на общую массу). Показания психрометра атмосферного воздуха  $15$  и  $20^\circ\text{C}$ . Из сушилки воздух выходит с температурой  $45^\circ\text{C}$  и относительной влажностью  $50\%$ . Потери теплоты в сушилке и в калорифере составляют  $8\%$  от расхода теплоты в теоретической сушилке.

Определить площадь поверхности нагрева калорифера и расход греющего водяного пара, если он имеет давление  $P_{абс} = 0,2\text{ МПа}$  и влажность  $5\%$ . Коэффициент теплопередачи в калорифере  $35\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}$ .

**10.31.**  $1000\text{ кг/ч}$  влажного материала с начальной влажностью  $50\%$  высушивается до конечной влажности  $8\%$  (считая на общую массу). Высушивание производится: а) в вакуум-сушилке при температуре материала во время сушки  $40^\circ\text{C}$ ; б) в атмосферной воздушной сушилке при той же температуре материала (в первом периоде). Атмосферный воздух имеет  $t_0 = 20^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_0 = 0,7$ ; уxo-

дящий из сушилки воздух имеет  $t_2 = 55^\circ\text{C}$ . В обоих случаях влажный материал поступает в сушилку при  $15^\circ\text{C}$ , а выходит при  $40^\circ\text{C}$ . Удельная теплоемкость высушенного материала  $1,26 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$ . Пренебрегая потерями теплоты в окружающую среду и на нагрев транспортирующего устройства, определить удельные расходы теплоты в обеих сушилках.

**10.32.** В теоретической сушилке производительностью  $600 \text{ кг/ч}$  абсолютно сухого материала высушивается материал от влажности  $35$  до  $8\%$  (считая на общую массу). Показания психрометра, установленного в помещении, из которого поступает воздух в калорифер:  $t_0 = 18^\circ\text{C}$ ,  $t_m = 15^\circ\text{C}$ . Выходящий из сушилки воздух имеет  $t_2 = 40^\circ\text{C}$  и  $\varphi_2 = 0,65$ .

Определить расход греющего пара в калорифере и площадь поверхности нагрева, если давление пара  $P_{\text{абс}} = 0,2 \text{ МПа}$  и коэффициент теплопередачи  $K = 33 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ .

**10.33.** Определить расход воздуха, расход греющего пара, требуемое его давление и поверхность калорифера для сушилки, производительность которой равна  $600 \text{ кг/ч}$  влажного материала с начальной влажностью  $50\%$  и конечной  $9\%$  (считая на общую массу). Показания психрометра для воздуха, поступающего в калорифер,  $10$  и  $5^\circ\text{C}$ . Воздух на выходе из сушилки имеет  $t_2 = 50^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_2 = 50\%$ . Температуру греющего водяного пара принять на  $15^\circ\text{C}$  выше температуры воздуха на выходе из калорифера. Влажность греющего водяного пара  $6\%$ . Расход теплоты на  $10\%$  больше расхода теплоты в теоретической сушилке. Коэффициент теплопередачи в калорифере  $35 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ .

**10.34.** Определить производительность по высушенному материалу, поверхность нагрева калорифера и долю возвращаемого воздуха в теоретической сушилке с рециркуляцией части отработанного воздуха. Расход свежего атмосферного воздуха  $6000 \text{ кг/ч}$ , его энтальпия  $50 \text{ кДж/кг}$ , парциальное давление водяного пара в нем  $12 \text{ мм рт. ст.}$ . Начальная влажность материала  $40\%$ , конечная  $7\%$  (на общую массу). Параметры воздушной смеси на входе в калорифер:  $x = 0,034$ ;  $t = 40^\circ\text{C}$ . В калорифере воздух нагревается до  $88^\circ\text{C}$ . Коэффициент теплопередачи в калорифере  $47 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ . Давление греющего водяного пара  $P_{\text{наб}} = 0,2 \text{ МПа}$ .

### ПРИМЕР РАСЧЕТА СУШИЛКИ КИПЯЩЕГО СЛОЯ ДЛЯ СУШКИ ХЛОРИСТОГО КАЛИЯ

Данные для расчета.

Производительность (по высушенному материалу)

$$G_R = 20 \text{ т/ч}$$

Влажность соли (на общую массу):

$$u_H = 10 \%$$

$$u_R = 0,5 \%$$

начальная

конечная

Средний диаметр частиц

$$d = 0,25 \text{ мм} \quad (d_{\text{макс}} = 0,5 \text{ мм},$$

$$d_{\text{мин}} = 0,1 \text{ мм})$$

$$t_1 = 20^\circ\text{C}$$

Температура соли, поступающей на сушку

Удельная теплоемкость сухой соли

$$c_M = 0,712 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$$

Плотность соли

$$\rho_{\text{мат}} = 2 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$$



Для сушки использовать топочные газы. Тепловые потери принять равными 15 % от расхода теплоты на нагрев материала и испарение влаги. В качестве топлива используется мазут марки М-100 состава:  $C^P = 80,8\%$ ;  $H^P = 9,8\%$ ;  $N^P = 0,46\%$ ;  $S^P = 0,64\%$ ;  $O^P = 0,28\%$ ;  $A^P = 0\%$ ;  $W^P = 8\%$ . Коэффициент избытка воздуха  $\alpha = 1,25$ .

Тепловые потери в топке принять равными 5 % от теплоты сгорания твердого топлива. Параметры воздуха на входе в топку:  $t_0 = 20^\circ\text{C}$ ;  $x_0 = 0,01$  кг/кг.

Значения коэффициентов для расчета теплоемкостей различных компонентов при заданных температурах даны в табл. 10.4.

Выбор конструкции сушилки и условий ее работы.

Факторы, влияющие на выбор конструкции сушилки:

1) состояние высушиваемого материала — сыпучий, комкующийся во влажном состоянии;

2) материал выдерживает нагревание до высокой температуры ( $t_{пл} = 770^\circ\text{C}$ );

3) отношение максимального размера частиц к минимальному  $d_{\max}/d_{\min} = 0,5/0,1 = 5$ ;

4) подлежит удалению в основном поверхностная влага;

5) решетку выбираем (рекомендуемую при сушке солей) с диаметром отверстий  $d_{отв} = 5$  мм;

ε) допускается некоторая неравномерность высушенного материала по конечному влагосодержанию, поскольку при хранении все частицы соли приобретут одинаковую влажность.

Фактор 3) позволяет предварительно выбрать однокамерный сушильный аппарат с вертикальными стенками.

Для обеспечения лучших гидродинамических условий выбираем аппарат круглого сечения.

Высоту кипящего слоя в аппарате принимаем в 4 раза больше высоты зоны действия струй — зоны гидродинамической стабилизации [10,7]. Последняя определяется из соотношения:

$$h_{стр} = 20d_{отв} = 20 \cdot 5 = 100 \text{ мм}; \quad h = 4h_{стр} = 4 \cdot 100 = 400 \text{ мм}.$$

Температуру разбавленных воздухом топочных газов, поступающих под решетку, принимаем равной  $t_1 = 800^\circ\text{C}$ , температуру выходящих газов  $t_2 = 125^\circ\text{C}$ , что позволит исключить конденсацию паров в пылеулавливающей аппаратуре (циклоны, фильтры). Температуру выгружаемой соли приближенно можно принять равной температуре отходящих газов, т. е.  $\vartheta_r = 125^\circ\text{C}$ .

Подачу комкующейся влажной соли для обеспечения равномерного «кипения» следует производить с помощью разбрасывателей, равномерно распределяющих материал по поверхности слоя.

Выгрузку соли из аппарата рекомендуется производить непосредственно у решетки для вывода из аппарата комков.

Р а с ч е т. 1. Количество влажного материала:

$$G_{II} = G_K \frac{100 - u_R}{100 - u_H} = 20\,000 \frac{0,995}{0,9} = 22\,100 \text{ кг/ч} = 6,15 \text{ кг/с}.$$

Т а б л и ц а 10.4

Газ	Коэффициенты для расчета $c = f(t)$		
	$a$	$b \cdot 10^3$	$d \cdot 10^6$
CO <sub>2</sub>	0,3805	0,2221	-0,0473
H <sub>2</sub> O	0,3569	0,0532	-0,0014
N <sub>2</sub>	0,3092	0,0240	-0,0007
SO <sub>2</sub>	0,3805	0,2221	-0,0473
O <sub>2</sub>	0,3119	0,0506	-0,0231
Воздух	0,3150	0,0310	-0,0027

2. Количество испаряемой влаги:

$$W = G_H - G_K = 22\,100 - 20\,000 = 2100 \text{ кг/ч} = 0,584 \text{ кг/с.}$$

3. Расход теплоты:

$$Q = Q_{\text{исп}} + Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{пот}} = 1,15 \{W [r + c_{\text{п}} (t_2 - \vartheta_1)] + G_{\text{к.с.м}} (\vartheta_2 - \vartheta_1)\} = \\ = 1,15 \{0,584 [2490 \cdot 10^3 + 1,97 \cdot 10^3 (125 - 20)] + 5,56 \cdot 0,712 \cdot 10^8 (125 - 20)\} = \\ = 2280 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

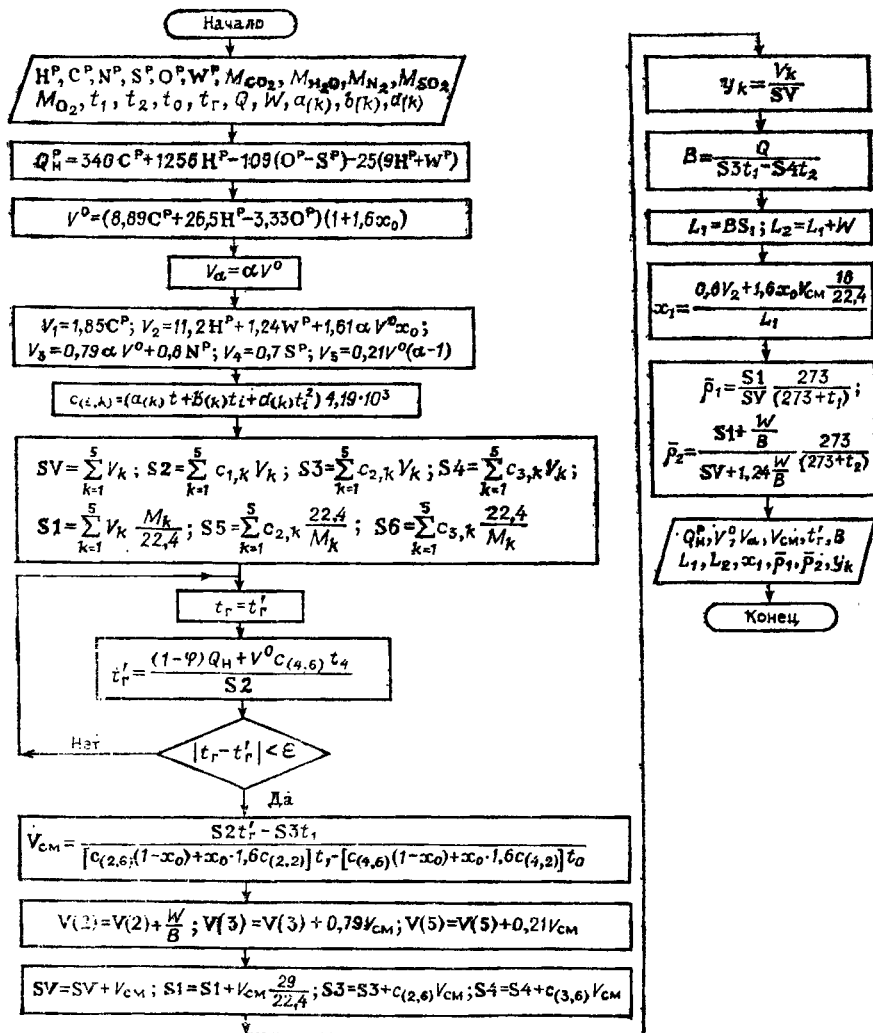
Удельный расход теплоты:

$$q = Q/W = 2280/0,584 = 3900 \text{ кДж/кг влаги.}$$

4. Расчет расхода и состава сушильных газов.

Так как этот расчет связан с большим объемом вычислений, то он проводится на ЭВМ.

Блок-схема алгоритма расчета:



Условные обозначения к блок-схеме расчета:  $Q_{\text{н}}^{\text{P}}$  — теплота сгорания твердого топлива (низшая, с учетом диссоциации продуктов сгорания);  $V_{\alpha}$  — расход воздуха на горение;  $V^0$  — количество воздуха, теоретически необходимого для горения;  $V_{(k)}$  — объемы отдельных составляющих продуктов горения;  $\Sigma V_{(k)}$  — объем топочных газов после топки;  $c_{(l, k)}$  — теплоемкости компонентов газа при заданных температурах;  $t'_{\text{r}}$  — температура горения газов;  $V_{\text{см}}$  — расход воздуха на смешение;  $B$  — расход топлива на горение;  $x_1$  — влагосодержание на входе в сушилку;  $L_1$  — расход сушильных газов на входе в сушилку;  $L_2$  — расход сушильных газов на выходе из сушилки;  $\bar{\rho}_1$  — средняя плотность газа на входе в сушилку;  $\bar{\rho}_2$  — средняя плотность газа на выходе из сушилки;  $y_{(k)}$  — объемные доли компонентов газа;  $\Phi$  — тепловые потери в топке;  $x_0$  — влагосодержание воздуха на входе в топку;  $\alpha$  — коэффициент избытка воздуха.

Таблицы идентификаторов:

Индекс  $i$  соответствует: 1 — температуре газов на выходе из топки; 2 — температуре газов на входе в сушилку (после смешения); 3 — температуре газов на выходе из сушилки; 4 — температуре воздуха, поступающего на смешение.

Индекс  $k$  соответствует: 1 —  $\text{CO}_2$ ; 2 —  $\text{H}_2\text{O}$ ; 3 —  $\text{N}_2$ ; 4 —  $\text{SO}_2$ ; 5 —  $\text{O}_2$ .

Исходные данные

Величина	$t_{\text{r}}$	$t_1$	$t_2$	$t_0$	$M_{(k)}$	$C^{\text{P}}$	$H^{\text{P}}$	$N^{\text{P}}$	$S^{\text{P}}$	$O^{\text{P}}$
Идентификатор	T(1)	T(2)	T(3)	T(4)	M(K)	X(1)	X(2)	X(3)	X(4)	X(5)

Величина	$W^{\text{P}}$	$\alpha$	$W$	$Q$	$a_{(k)}$	$b_{(k)}$	$d_{(k)}$	$i$	$k$
Идентификатор	X(6)	AL	W	Q	TK(K, 1)	TK(K, 2)	TK(K, 3)	I	K

Рассчитываемые величины

Величина	$Q_{\text{н}}^{\text{P}}$	$V^0$	$V_{\alpha}$	$t'_{\text{r}}$	$V_{\text{см}}$	$B$	$L_1$	$L_2$	$x_1$	$\bar{\rho}_1$	$\bar{\rho}_2$	$y_{(k)}$
Идентификатор	QRN	V0	VA	TI	VSM	B	L1	L2	X1	ROI	RO2	Y(K)

Программа расчета:

PROGRAM

DIMENSION X(6), M(5), V(5), C(4,6), TK(6,3), T(4), Y(5)

REAL L1, L2, M

READ(5) X, T, M, W, Q, AL

READ(5) ((TK(K,1), K=1,6) I=1,3)

QRN=(34.0 \* X(1) + 1256. \* X(2) - 1.0<sup>9</sup> \* (X(5) - X(4)) - 25. \* (9. \* X(2) + X(7))) \* 10E4

V0 \* X(8.89 \* X(1) + 26.5 \* X(2) - 3.33 \* X(5)) \* 1.016

VA=AL \* V0

SV=0 S1=0

V(1)=1.85 \* X(1)

V(2)=11.2 \* X(2) + 1.24 \* X(7) + 0.016 \* AL \* V0

V(3)=0.79 \* AL \* V0 + 0.8 \* X(3)

V(4)=0.7 \* X(4)

V(5)=0.21 \* (AL - 1) \* V0

```

DO 1 K=1,5
SV=SV+V(K)
1 S1=S1+(V(K)/22.4)*M(K)
DO 2 I=2,4
DO 2 K=1,6
2 C(I,K)=(TK(K,1)+TK(K,2)*T(I)+TK(K,3)*T(I)**2)*419Ø
3 S2=S2+Ø
DO 4 K=1,6
C(I,K)=(TK(K,1)+TK(K,2)*T(I)+TK(K,3)*T(I)**2)*419Ø
4 S2=S2+C(I,K)*V(K)
T1=(Ø.95*QRN+VØ*C(4,6)*T(4))/S2
IF (ABS(T(1)-T1)<5) GO TO 5
T(1)=T1 GO TO 3
5 T(1)=T1
S3=Ø S4=Ø S5=Ø S6=Ø
DO 6 K=1,5
S3=S3+C(2,K)*V(K)
S4=S4+C(3,K)*V(K)
S5=S5+C(2,K)*22.4/M(K)
6 S6=S6+C(3,K)*22.4/M(K)
VSM=(S2*T(1)-S3*T(2))/((C(2,6)*Ø.984+Ø.Ø16*C(2,2))*T(2)-
(C(4,6)*Ø.984+Ø.Ø16*C(4,2))*T(4))
V(2)=V(2)+W/B
V(3)=V(3)+Ø.79*VSM
V(5)=V(5)+Ø.21*VSM
SV=SV+VSM
S1=S1+VSM*29./22.4
S3=S3+C(2,6)*VSM
S4=S4+C(3,6)*VSM
DO 7 K=1,5
7 Y(K)=V(K)/SV
B=Q/(T(2)*S3-T(3)*S4)
L1=B*S1
X1=(Ø.8*V(2)+VSM*Ø,Ø13)/L1
RO1=(S1/SV)*(273./(273.+T(2)))
L2=L1+W
RO2=(S1+W/B)/(SV+1.24*W/B)*(273./(273.+T(3)))
WRITE(7,8) QRN, VØ, VA, T1, VSM, Y(1), Y(2), Y(3), Y(4),
Y(5), B, X1, L1, L2, RO1, RO2
8 FORMAT (5X, 'QRN', 1ØX, 'VØ', 1ØX, 'VA', 1ØX, 'T1', 1ØX, 'VSM'/
2X, 5E11.4/5X, 'Y(1)', 1ØX, 'Y(2)', 1ØX, 'Y(3)', 1ØX, 'Y(4)',
1ØX, 'Y(5)/2X, 5E11.4/5X, 'B', 1ØX, 'X1', 1ØX, 'L1', 1ØX,
'L2', 1ØX, 'RO1'/2X, 5E11.4/5X, 'RO2'/2X, 5E11.4)
STOP
END⊗⊗

```

Программа реализована на ЭВМ «Искра-1256».

В результате расчета получены следующие данные:  $Q_{II}^p = 37,42 \cdot 10^3$  кДж/кг;  
 $x = 0,6168$  кг/кг;  $y_2 = 0,707$ ;  $V^0 = 9,927$  м<sup>3</sup>/кг \*;  $L_1 = 2,969$  кг/с;  $y_3 = 1,805$ ;  
 $V_\alpha = 12,41$  м<sup>3</sup>/кг \*;  $L_2 = 3,555$  кг/с;  $y_4 = 0,0003$ ;  $T_1 = 1668$  °C;  $\bar{\rho}_1 = 0,329$  кг/м<sup>3</sup>;  
 $y_5 = 0,323$ ;  $V_{см} = 17,95$  м<sup>3</sup>/кг \*;  $\bar{\rho}_2 = 0,8067$  кг/м<sup>3</sup>;  $B = 0,0737$  кг/с;  $y_1 = 0,113$ .

5. Расчет динамических коэффициентов вязкости сушильных газов.

\* При 0 °C и давлении 0,1013 МПа (760 мм рт. ст.).

Значения динамических коэффициентов для каждого компонента при заданной температуре находим по номограмме (рис. VI):

$$M_{\text{см}} = \sum_{k=1}^5 y_k M_k = 0,113 \cdot 44 + 0,707 \cdot 18 + 1,805 \cdot 28 + \\ + 0,0003 \cdot 64 + 0,323 \cdot 32 = 78,59 \text{ кг/кмоль};$$

$$\mu_1 = \frac{M_{\text{см}}}{\sum_{k=1}^5 \frac{y_k M_k}{\mu_{k_1}}} = \\ = \frac{78,59}{\frac{0,113 \cdot 44}{5 \cdot 10^{-5}} + \frac{0,707 \cdot 18}{3,45 \cdot 10^{-5}} + \frac{1,805 \cdot 28}{4,8 \cdot 10^{-5}} + \frac{0,0003 \cdot 64}{4,0 \cdot 10^{-5}} + \frac{0,323 \cdot 32}{5,6 \cdot 10^{-5}}} = \\ = 4,606 \cdot 10^{-5} \text{ кг/(м} \cdot \text{с)};$$

$$\mu_2 = \frac{M_{\text{см}}}{\sum_{k=1}^5 \frac{y_k M_k}{\mu_{k_2}}} = \\ = \frac{78,59}{\frac{0,113 \cdot 44}{2,05 \cdot 10^{-5}} + \frac{0,707 \cdot 18}{1,4 \cdot 10^{-5}} + \frac{1,805 \cdot 28}{2,2 \cdot 10^{-5}} + \frac{0,0003 \cdot 64}{1,7 \cdot 10^{-5}} + \frac{0,323 \cdot 32}{2,6 \cdot 10^{-5}}} = \\ = 2,043 \cdot 10^{-5} \text{ кг/(м} \cdot \text{с)}.$$

## 6. Скорость газов.

Предварительно рассчитываем критическую скорость псевдооживления для частиц среднего размера, пользуясь графиком  $Lu = f(Lg)$  для температуры в слое, которую можно считать равной температуре уходящих газов, т. е.  $125^\circ\text{C}$ . Критерий Архимеда:

$$Lg = \frac{d_{\text{ср}}^3 \rho_{\text{мат}} g \bar{\rho}_2}{\mu_2^2} = \frac{2,5^3 \cdot 10^{-12} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81 \cdot 0,8067}{2,043^2 \cdot 10^{-10}} = 5,92 \cdot 10^2.$$

Критическое значение критерия Лященко:  $Lu_{\text{кр}} = 10^{-4}$ . Критическая скорость псевдооживления:

$$w_{\text{кр}} = \sqrt[3]{Lu_{\text{кр}} \mu_2 g \rho_{\text{мат}} / \bar{\rho}_2^2} = \sqrt[3]{10^{-4} \cdot 2,043 \cdot 10^{-5} \cdot 9,81 \cdot 2 \cdot 10^3 / 0,8067^2} = \\ = 0,039 \text{ м/с}.$$

Рабочее значение критерия  $Lu$  выбираем при порозности кипящего слоя  $\epsilon = 0,75$ , так как для процессов сушки, идущих в первом периоде, интенсивность процесса тем выше, чем больше скорость газов.

При  $\epsilon = 0,75$  находим  $Lu = 3,4 \cdot 10^{-1}$  (рис. 10.15). Тогда число псевдооживления:

$$K_w = \sqrt[3]{Lu / Lu_{\text{кр}}} = \sqrt[3]{3,4 \cdot 10^{-1} / 10^{-4}} = 15.$$

Скорость газов (считая на полное сечение решетки):

$$w = K_w w_{\text{кр}} = 15 \cdot 0,039 = 0,585 \text{ м/с}.$$

Скорость газов непосредственно у решетки больше из-за более высокой температуры. Эта скорость равна:

$$w_{\text{реш}} = w \frac{273 + t_1}{273 + t_2} = 0,585 \frac{273 + 800}{273 + 125} = 1,58 \text{ м/с}.$$

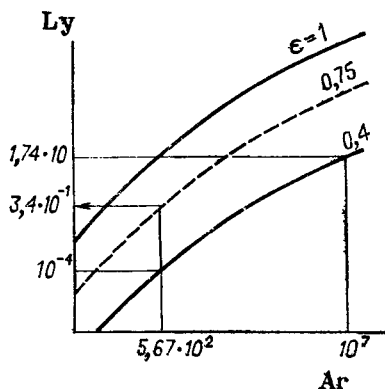


Рис. 10.15. Определение критерия  $Lu$ .

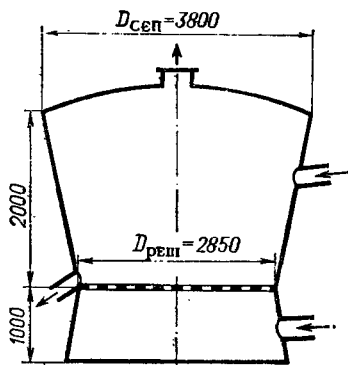


Рис. 10.16. Эскиз сушилки.

Если площадь живого сечения решетки принять равной 10% от всей ее площади, то скорость газа в отверстиях решетки будет равна:  $w_{отв} = 10 \cdot 1,58 = 15,8$  м/с. Эта скорость достаточна для псевдооживленного слоя не только с частицами наибольшего диаметра ( $d_{\max} = 0,5$  мм), но и с более крупными образованиями (комками), что видно из следующего расчета.

Если принять число псевдооживления для укрупненных частиц небольшим, лишь достаточным для их перемещения (например,  $K_w = 3$ ), то критическая скорость псевдооживления для этих частиц будет

$$w_{кр(отв)} = w_{отв}/K_w = 15,8/3 = 5,27 \text{ м/с.}$$

Тогда

$$Lu_{кр(отв)} = \frac{w_{кр(отв)}^3 \rho_1^2}{\mu_{12} \rho_{mat}} = \frac{5,27^3 \cdot 0,329^2}{4,606 \cdot 10^{-8} \cdot 9,81 \cdot 2 \cdot 10^3} = 1,75 \cdot 10.$$

Значению  $Lu_{кр} = 1,75 \cdot 10$  соответствует  $Ar = 10^7$ . Тогда диаметр укрупненных частиц (комков):

$$d_{ком} = \sqrt[3]{\frac{Ar \mu_1^2}{\rho_{mat} g \rho_1}} = \sqrt[3]{\frac{10^7 \cdot 4,606^2 \cdot 10^{-10}}{2 \cdot 10^3 \cdot 9,81 \cdot 0,329}} = 0,0149 \text{ м.}$$

Таким образом, у отверстий решетки в состоянии перемещаться даже комки соли диаметром  $\sim 15$  мм.

#### 7. Размер решетки сушилки.

Полную площадь решетки определим из выражения:

$$S_{реш} = \frac{L_2}{\rho_2 w} = \frac{3,555}{0,8067 \cdot 0,585} = 7,533 \text{ м}^2.$$

Диаметр решетки:

$$D_{реш} = \sqrt{S_{реш}/0,785} = \sqrt{7,533/0,785} = 3,098 \text{ м.}$$

#### 8. Сепарационное пространство.

Высоту сепарационного пространства принимаем в 4 раза больше высоты кипящего слоя:

$$h_{сеп} = 4 \cdot 400 = 1600 \text{ мм.}$$

Общая высота аппарата (над решеткой):

$$h + h_{сеп} = 400 + 1600 = 2000 \text{ мм.}$$

Проверим, будут ли выноситься из аппарата наименьшие частицы соли (диаметр  $\sim 0,1$  мм). Критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_{\text{мат}} g \bar{\rho}_2}{\mu^2} = \frac{1 \cdot 10^{-12} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81 \cdot 0,8067}{2,043^2 \cdot 10^{-10}} = 3,79 \cdot 10.$$

Критерий Лященко, соответствующий уносу частиц, будет равен  $Lu_{\text{вит}} \leq \leq 0,16$ , а скорость витания частиц диаметром  $0,1$  мм:

$$\omega_{\text{вит}} = \sqrt[3]{Lu_{\text{вит}} \mu \rho_{\text{мат}} g / \bar{\rho}_2} = \sqrt[3]{0,16 \cdot 2,043 \cdot 10^{-6} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9,81 / 0,8067^2} = 0,453 \text{ м/с.}$$

Таким образом, аппарат с вертикальными стенками не обеспечит осаждения в сепарационном пространстве частиц соли диаметром  $0,1$  мм. Для того чтобы обеспечить их осаждение, сечение сепарационного пространства следует расширить до значения

$$S_{\text{сеп}} = 1,1 S_{\text{реш}} \frac{\omega}{\omega_{\text{вит}}} = 1,1 \cdot 7,533 \frac{0,585}{0,453} = 10,7 \text{ м}^2.$$

Здесь коэффициент  $1,1$  вводится для некоторого снижения скорости потока по сравнению со скоростью витания, необходимого для обеспечения осаждения частиц.

Диаметр сепарационного пространства при этом будет равен:

$$D_{\text{сеп}} = \sqrt{S_{\text{сеп}} / 0,785} = \sqrt{10,7 / 0,785} = 3,69 \text{ м.}$$

Эскиз сушилки дан на рис. 10.16.

## ПРИМЕР РАСЧЕТА ВАЛЬЦОВОЙ СУШИЛКИ

Определить основные размеры двухвальной сушилки для сушки пасты углекислого никеля производительностью  $90$  кг/ч пасты. Начальная влажность  $75\%$ , конечная  $10\%$  (на общую массу). Сушилка обогревается глухим паром ( $P_{\text{абс}} = 1$  кгс/см<sup>2</sup>, т. е.  $\sim 0,1$  МПа). Толщина слоя материала  $\sim 1$  мм. Толщина стенки чугунного вальца  $10$  мм. Над поверхностью материала продувается воздух со скоростью  $1,5$  м/с. Температура воздуха  $40^\circ\text{C}$ ,  $\phi = 40\%$ .

**Решение.** Расчет сушилки можно сделать через коэффициент теплопередачи от пара к воздуху. Процесс передачи теплоты в вальцовой сушилке происходит следующим образом: от конденсирующегося пара теплота передается стенке барабана, а от него — высушиваемому материалу. Влага, испаряющаяся на материале, диффундирует в воздух, унося с собой соответствующее количество теплоты. Можно подсчитать количество диффундирующей влаги и, исходя из этого количества, определить эквивалентный коэффициент теплоотдачи.

Примем коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к стенке барабана  $\alpha = 9280$  Вт/(м<sup>2</sup>·К). Коэффициент теплопроводности чугуна  $\lambda_{\text{ч}} = 46,4$  Вт/(м·К), средний коэффициент теплопроводности высушиваемого материала  $\lambda_{\text{мат}} = 0,8$  Вт/(м·К).

Эквивалентный коэффициент теплоотдачи при испарении влаги определяем из следующего уравнения:

$$\alpha_{\text{исп}} = \frac{q_{\text{исп}}}{\Delta t} = \frac{Gr}{\vartheta_{\text{мат}} - t_{\text{возд}}},$$

где  $r$  — удельная теплота парообразования, Дж/кг.

Так как по уравнению (10.25) удельный расход испаряемой влаги  $G$  [в кг/(м·ч)] равен

$$G = 0,04075 \omega^{0,8} \Delta p,$$

то коэффициент теплоотдачи  $\alpha_{\text{исп}}$  [в Вт/(м<sup>2</sup>·К)] может быть рассчитан по уравнению:

$$\alpha_{\text{исп}} = \frac{0,04075 \omega^{0,8} \Delta p r}{\Delta t \cdot 3600}.$$

Зададимся (с последующей проверкой) температурой наружной поверхности материала  $\vartheta_{\text{мат}} = 80^\circ\text{C}$  (допустимая температура для углекислого никеля не выше  $85^\circ\text{C}$ ). Давление насыщенного водяного пара при  $80^\circ\text{C}$   $P_{\text{нас}} = 355$  мм рт. ст.; парциальное давление водяного пара  $p_{\text{п}}$  в воздухе при  $t = 40^\circ\text{C}$  и  $\varphi = 0,4$  составляет  $22,4$  мм рт. ст. Удельная теплота парообразования воды при атмосферном давлении  $r = 2264 \cdot 10^3$  Дж/кг.

Следовательно, эквивалентный коэффициент теплоотдачи при испарении:

$$\alpha_{\text{исп}} = \frac{0,04075 \cdot 1,5^{0,8} (355 - 22,4) 2264 \cdot 10^3}{(80 - 40) 3600} = 294 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи от конденсирующегося пара к воздуху:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{9280} + \frac{0,01}{46,4} + \frac{0,001}{0,8} + \frac{1}{294}} = 203 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Удельная тепловая нагрузка:

$$q = K (t_{\text{пара}} - t_{\text{возд}}) = 203 (100 - 40) = 12\,180 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Проверим принятую температуру поверхности материала  $\vartheta_{\text{мат}}$  по уравнению:

$$\Delta t = q/\alpha_{\text{исп}} = 12\,180/294 = 41,4^\circ\text{C} = 41,4 \text{ К}.$$

Температура поверхности материала:

$$\vartheta_{\text{мат}} = t_{\text{возд}} + \Delta t = 40 + 41,4 = 81,4^\circ\text{C},$$

что близко к принятой.

Расход воды, испаряемой в сушилке:

$$W = G_{\text{п}} \frac{u_{\text{п}} - u_{\text{к}}}{100 - u_{\text{к}}} = 90 \frac{75 - 10}{100 - 10} = 65 \text{ кг}/\text{ч}.$$

Расход теплоты на подогрев материала и на испарение влаги:

$$Q = \frac{90 \cdot 3,46 \cdot 10^3 (81,4 - 15) + 65 \cdot 2264 \cdot 10^3}{3600} = 46\,500 \text{ Вт}.$$

Необходимая площадь поверхности нагрева вальцовой сушилки:

$$F = \frac{Q}{q} = \frac{46\,500}{12\,180 \cdot 0,75} = 5,38 \text{ м}^2,$$

где  $0,75$  — коэффициент, учитывающий фактическую поверхность соприкосновения материала с греющей поверхностью вальцов.

По нормальям ближайшая двухвальцовая сушилка имеет  $F = 5,2 \text{ м}^2$  (диаметр вальцов  $600$  мм, длина  $1400$  мм). Эту сушилку мы и выбираем, хотя площадь ее поверхности нагрева немного меньше, чем требуется по расчету. Для обеспечения заданной производительности потребуется несколько увеличить давление греющего пара, что легко отрегулировать на практике.

Тепловые потери сушилки должны быть учтены при определении расхода греющего пара.

Пример расчета камерной сушилки с рециркуляцией воздуха — см. седьмое издание этой книги, 1970 г.

Примеры расчета барабанной сушилки и вакуум-сушильного шкафа — см. шестое издание этой книги, 1964 г.



## УМЕРЕННОЕ И ГЛУБОКОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ

## ОСНОВНЫЕ ЗАВИСИМОСТИ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

1. Для холодильного (обратного) цикла Карно 1—2—3—4, состоящего из двух изотермических и двух изэнтропических процессов (рис. 11.1), холодильный коэффициент:

$$\epsilon_K = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{L_K - L_D} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{T_0}{T - T_0}. \quad (11.1)$$

Здесь  $Q_0$  — холодопроизводительность — расход теплоты, получаемой холодильным агентом (рабочим веществом) от охлаждаемой среды при температуре  $T_0$ , Вт;  $Q$  — расход теплоты, отдаваемой хладагентом воде при температуре  $T$ , Вт;  $L_K$  — мощность, затрачиваемая в компрессоре при изэнтропическом сжатии пара рабочего вещества, Вт;  $L_D$  — мощность, получаемая при изэнтропическом расширении хладагента в детандере, Вт;  $L = L_K - L_D = Q - Q_0$  — теоретическая мощность, затрачиваемая в цикле, Вт.

Как следует из формул (11.1),  $\epsilon_K$  теоретически зависит только от значений температуры  $T$  и  $T_0$  и не зависит от природы хладагента.

2. Для реального влажного цикла паровой компрессионной холодильной установки 1—2—3—4' (рис. 11.2) холодильный коэффициент:

$$\epsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_3}{i_2 - i_1}, \quad (11.2)$$

где  $L$  — мощность, затрачиваемая компрессором при сжатии пара хладагента, Вт;  $i_1, i_2, i_3, i_4$  — удельные энтальпии хладагента в соответствующих точках цикла (рис. 11.2), Дж/кг. Остальные обозначения — см. формулу (11.1).

3. Для сухого цикла одноступенчатой паровой компрессионной холодильной установки (рис. 11.3):

а) без переохлаждения жидкого хладагента (процесс 1—2—3—4—4')

$$\epsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1}; \quad (11.3)$$

б) с переохлаждением жидкого хладагента (процесс 1—2—3—4—5—6)

$$\epsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_6}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_6}{i_2 - i_1}. \quad (11.4)$$

В последней формуле:  $\epsilon$  — холодильный коэффициент;  $Q_0 = G(i_1 - i_6)$  — холодопроизводительность установки, Вт;  $L = Q - Q_0 = G(i_2 - i_1)$  — теоретическая мощность, затрачиваемая компрессором, Вт;  $Q = G(i_3 - i_6)$  — расход теплоты, отдаваемой хладагентом воде в конденсаторе (включая переохлаждение жидкого

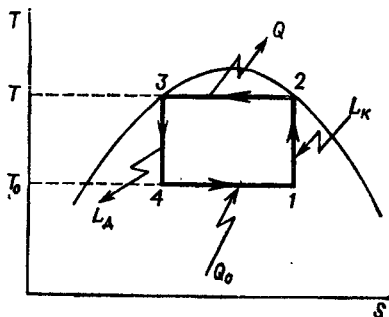


Рис. 11.1. Холодильный цикл Карно.

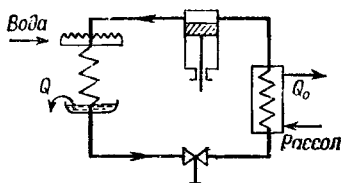
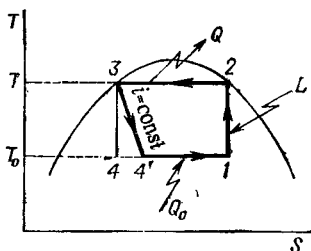


Рис. 11.2. Влажный цикл.



хладагента), Вт;  $G$  — расход хладагента в цикле, кг/с;  $i_1, i_2, \dots$  — удельные энthalпии хладагента в соответствующих точках, цикла, Дж/кг.

На рис. 11.4 сухой цикл одноступенчатой компрессионной холодильной установки изображен в координатах  $p - i$ .

4. Действительная мощность  $N$  (в кВт), расходуемая компрессионной холодильной установкой:

$$N = \frac{L}{1000\eta}, \quad (11.5)$$

где  $\eta$  — общий к. п. д., равный

$$\eta = \eta_i \eta_{\text{мех}} \eta_{\text{п}} \eta_{\text{д}}; \quad (11.6)$$

$\eta_i$  — индикаторный к. п. д. компрессора, которым учитывается отличие действительного рабочего процесса от теоретического (изотропического) [величина  $\eta_i$  зависит от степени сжатия холодильного агента, т. е. от отношения давления конденсации  $p$  к давлению испарения  $p_0$ ; ориентировочные значения  $\eta_i$  для аммиачных компрессоров приведены на рис. 11.5];  $\eta_{\text{мех}}$  — механический к. п. д. компрессора, учитываемый потери, вызываемые трением;  $\eta_{\text{п}}$  — к. п. д. передачи;  $\eta_{\text{д}}$  — к. п. д. двигателя компрессора.

При приближенных расчетах обычно принимают:

$$\eta_{\text{мех}} = 0,8 \div 0,9; \quad \eta_{\text{п}} = \eta_{\text{д}} = 0,95.$$

5. Холодопроизводительность компрессора  $Q_0$  (в Вт):

$$Q_0 = \lambda V_{\text{г}} q_{\text{в}}, \quad (11.7)$$

где  $\lambda$  — коэффициент подачи компрессора — отношение действительного секундного объема пара, всасываемого компрессором, к геометрическому объему  $V_{\text{г}}$  (в м<sup>3</sup>/с), описываемому поршнем (для аммиачных компрессоров можно пользо-

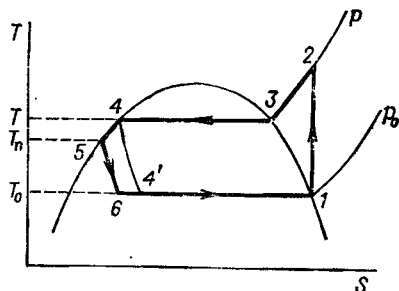


Рис. 11.8. Сухой цикл.

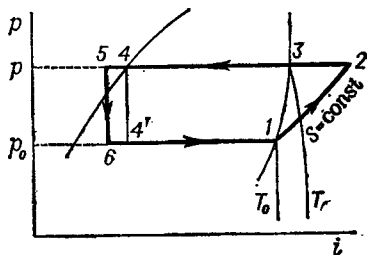


Рис. 11.4. Сухой цикл в координатах  $p - i$ .

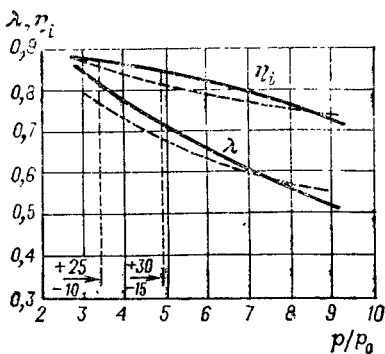


Рис. 11.5. Значения коэффициентов  $\eta_i$  и  $\lambda$  для вертикальных прямооточных аммиачных компрессоров (—) и для горизонтальных аммиачных компрессоров двойного действия (---).

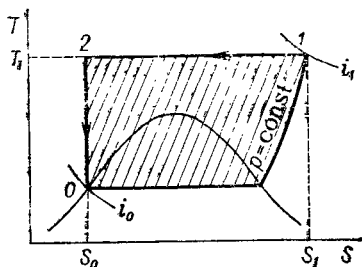


Рис. 11.6. Идеальный процесс сжижения газа.

ваться значениями коэффициента подачи  $\lambda$ , приведенными на рис. 11.5, в зависимости от отношения давления в конденсаторе  $p$  к давлению в испарителе ( $p_0$ );  $q_0$  — объемная холодопроизводительность (в Дж/м<sup>3</sup>) холодильного агента, равная

$$q_0 = \rho_1 (i_1 - i_5); \quad (11.8)$$

$i_1$  и  $i_5$  — удельные энтальпии холодильного агента на выходе из испарителя и на входе в него (см. рис. 11.3 или 11.4), Дж/кг;  $\rho_1$  — плотность пара, всасываемого компрессором, кг/м<sup>3</sup>.

6. При пересчете холодопроизводительности  $Q_0$  компрессора на другие условия ( $Q'_0$ ) при неизменной частоте вращения пользуются формулой:

$$\frac{Q_0}{Q'_0} = \frac{q_c \lambda}{q'_c \lambda'}. \quad (11.9)$$

Нормальными условиями работы паровой компрессионной холодильной установки при одноступенчатом сжатии считаются: температура испарения  $-10^\circ\text{C}$ , температура конденсации  $25^\circ\text{C}$ , температура переохлаждения жидкого хладагента  $15^\circ\text{C}$ .

7. Минимальная работа, необходимая для ожижения 1 кг газа при идеальном процессе сжижения (рис. 11.6):

$$L_{\min} = T_1 (S_1 - S_0) - (i_1 - i_0), \quad (11.10)$$

где  $T_1$ ,  $S_1$  и  $i_1$  — температура, удельные энтропия и энтальпия газа в начальном состоянии (точка 1);  $S_0$  и  $i_0$  — удельные энтропия и энтальпия жидкости (точка 0).

Хотя практически идеальный процесс сжижения неосуществим, но  $L_{\min}$  имеет значение как масштаб, с которым сравнивают реальные циклы.

8. Ожижение воздуха с расширением его без отдачи внешней работы — дросселированием (цикл Линде).

а) Простой регенеративный цикл — см. стр. 477.

Удельная холодопроизводительность цикла  $q$  (в Дж/кг):

$$q = i_1 - i_3. \quad (11.11)$$

Здесь  $i_1, i_3$  — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в теплообменник, Дж/кг.

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{q - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} = \frac{(i_1 - i_3) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0}, \quad (11.12)$$

где  $i_0$  — удельная энтальпия жидкого воздуха (при давлении расширенного воздуха), Дж/кг;  $q_{\text{пот}}$  — суммарные потери холода, отнесенные к 1 кг перерабатываемого воздуха.

б) Цикл с предварительным (аммиачным) охлаждением.

Удельная холодопроизводительность цикла  $q'$  (в Дж/кг):

$$q' = i'_1 - i'_3, \quad (11.13)$$

где  $i'_1$  и  $i'_3$  — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в основной теплообменник после аммиачного холодильника, Дж/кг.

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{q' - q_{\text{пот}}}{i'_1 - i_0} = \frac{(i'_1 - i'_3) - q_{\text{пот}}}{i'_1 - i_0}. \quad (11.14)$$

Удельное количество теплоты  $q_a$  (в Дж/кг), передаваемой в аммиачном теплообменнике (считая на 1 кг сжатого воздуха)

$$q_a = q' - q + y(i_1 - i'_1). \quad (11.15)$$

Здесь  $q'$  — удельная холодопроизводительность цикла [формула (11.13)];  $q$  — удельная холодопроизводительность цикла в случае отсутствия предварительного аммиачного охлаждения [формула (11.11)];  $i'_1$  и  $i'_3$  — см. формулы (11.11) и (11.13).

в) Цикл с циркуляцией воздуха под давлением — см. стр. 479.

Удельная холодопроизводительность цикла  $q$  (в Дж/кг):

$$q = (i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2), \quad (11.16)$$

где  $i_1, i_2, i_3$  — удельные энтальпии расширенного воздуха, сжатого воздуха среднего давления и сжатого воздуха высокого давления соответственно при температуре входа в основной теплообменник, Дж/кг;  $M$  — доля воздуха, дросселируемого до низкого давления (обычно 0,2—0,4).

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{(i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0}. \quad (11.17)$$

Обозначения те же, что и в формуле (11.12).

9. Ожижение воздуха при расширении его с отдачей внешней работы в детандере.

а) Цикл среднего давления (Клода) — см. стр. 480.

Удельная холодопроизводительность цикла  $q$  (в Дж/кг):

$$q = (i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4), \quad (11.18)$$

где  $i_1, i_2$  — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в основной теплообменник, Дж/кг;  $i_3, i_4$  — удельные энтальпии сжатого воздуха при входе в детандер и при выходе из него, Дж/кг;  $M$  — доля воздуха, направляемого в детандер (обычно принимают  $M = 0,8$ ).

Для воздуха, расширяющегося в детандере, в этом цикле обычно принимают:

$$i_3 - i_4 = 0,65 \Delta i_{из} = 0,65 (i_3 - i_5).$$

Здесь  $\Delta i_{из}$  — изменение удельной энтальпии воздуха при изэнтропическом процессе;  $i_5$  — удельная энтальпия воздуха при давлении после детандера и при той же энтропии, что и  $i_3$ , Дж/кг.

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) - q_{пот}}{i_1 - i_0}. \quad (11.19)$$

Обозначения те же, что и в формуле (11.18).

б) Цикл высокого давления (Гейландта) — см. стр. 482.

Удельная холодопроизводительность цикла  $q$  (в Дж/кг):

$$q = (i_1 - i_3) + M(i_3 - i_4), \quad (11.20)$$

где  $i_1, i_3$  — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в основной теплообменник и в детандер, Дж/кг;  $i_4$  — удельная энтальпия воздуха по выходе из детандера, Дж/кг;  $M$  — доля воздуха, направляемого в детандер (обычно принимают  $M = 0,45 \div 0,5$ ).

В этом цикле можно принять для воздуха, расширяющегося в детандере:

$$i_3 - i_4 = 0,75 \Delta i_{из} = 0,75 (i_3 - i_5).$$

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{(i_1 - i_3) + M(i_3 - i_4) - q_{пот}}{i_1 - i_0}. \quad (11.21)$$

в) Цикл низкого давления с турбодетандером (Капицы) — см. стр. 483.

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + (1 - ay)(i_3 - i_4) - q_{пот}}{i_1 - i_0}, \quad (11.22)$$

где  $i_1, i_2$  — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в основной теплообменник, Дж/кг;  $i_3, i_4$  — удельные энтальпии сжатого воздуха перед турбодетандером и после него, Дж/кг;  $a$  — коэффициент, учитывающий испарение при дросселировании жидкости от давления конденсации до атмосферного давления (при давлении конденсации  $p_{аб0} = 5,89 \cdot 10^6 \text{ Па} = 56 \text{ кгс/см}^2$   $a = 1,25$ ).

Можно принять для воздуха, расширяющегося в турбодетандере:

$$i_3 - i_4 = 0,8 \Delta i_{из} = 0,8 (i_3 - i_5). \quad (11.23)$$

Здесь  $i_5$  — удельная энтальпия воздуха при давлении после детандера и при той же энтропии, что и  $i_3$ , Дж/кг.

10. Потери холода  $q_{\text{пот}}$  складываются из двух слагаемых:

$$q_{\text{пот}} = q_{\text{нед}} + q_{\text{о.с.}} \quad (11.24)$$

Потери холода от недорекуперации (в Дж/кг):

$$q_{\text{нед}} = c_p \Delta t, \quad (11.25)$$

где  $c_p$  — удельная теплоемкость газа при температуре выхода из теплообменника, Дж/(кг·К);  $\Delta t$  — разность температур сжатого воздуха, входящего в теплообменник, и расширенного воздуха, выходящего из теплообменника, К.

Потери холода в окружающую среду (через изоляцию)  $q_{\text{о.с.}}$  составляют обычно 4—12 кДж на 1 м<sup>3</sup> (при нормальных условиях) перерабатываемого воздуха.

## ПРИМЕРЫ

**Пример 11.1.** Определить холодильный коэффициент компрессионной холодильной установки, работающей по циклу Карно, если температура в испарителе — 23 °С, а в конденсаторе 27 °С.

**Решение.** По формуле (11.1) получаем:

$$\varepsilon_{\text{к}} = \frac{T_0}{T - T_0} = \frac{273 - 23}{(273 + 27) - (273 - 23)} = 5.$$

**Пример 11.2.** Вычислить теоретическую мощность, затрачиваемую холодильной установкой, работающей по циклу Карно и отводящей в 1 с 17 400 Дж, при —19 °С (температура испарения). Температура конденсации 15 °С.

**Решение.** Холодильный коэффициент:

$$\varepsilon_{\text{к}} = \frac{T_0}{T - T_0} = \frac{254}{268 - 254} = 7,5.$$

Теоретическая мощность:

$$N_{\text{т}} = \frac{L}{1000} = \frac{Q_0}{\varepsilon_{\text{к}} \cdot 10^3} = \frac{17\,400}{7,5 \cdot 10^3} = 2,32 \text{ кВт.}$$

**Пример 11.3.** Найти минимальную (для цикла Карно) теоретическую мощность компрессора аммиачной холодильной установки и расход воды в конденсаторе при выработке в 1 ч 500 кг льда из воды, имеющей температуру 0 °С. Аммиак кипит при —7 °С, а конденсируется при 20 °С. Вода в конденсаторе нагревается от 10 до 15 °С.

**Решение.** Теплота, выделяющаяся при замерзании воды:

$$Q_0 = \frac{500 \cdot 339,1 \cdot 1000}{3600} = 47\,100 \text{ Вт,}$$

где  $339,1 \cdot 10^3$  Дж/кг — удельная теплота замерзания воды.

Мощность компрессора (за вычетом работы изэнтропического расширения):

$$L = \frac{Q_0}{\varepsilon_{\text{к}}} = \frac{T - T_0}{T_0} Q_0 = \frac{293 - 266}{266} 47\,100 = 4780 \text{ Вт.}$$

Расход теплоты, отводимой водой в конденсаторе:

$$Q = Q_0 + L = 47\,100 + 4780 = 51\,880 \text{ Вт} = 51,9 \text{ кВт.}$$

Расход воды:

$$\frac{51\,880}{(15 - 10) \cdot 4\,187 \cdot 1000} = 2,478 \text{ кг/с.}$$

**Пример 11.4.** Определить для углекислотной холодильной установки, работающей по влажному циклу, удельную холодопроизводительность хладагента, холодильный коэффициент, количество отводимой в конденсаторе теплоты, количество циркулирующего хладагента и теоретическую расходуемую мощность, если температура испарения  $-30^\circ\text{C}$ , температура конденсации  $20^\circ\text{C}$ , температура переохлаждения  $16^\circ\text{C}$ . Требуемая холодопроизводительность установки  $58\,150 \text{ Вт}$ .

На рис. 11.7 показан цикл в координатах  $T - S$ . Значения удельных энтальпий определены с помощью диаграммы  $T - S$  для диоксида углерода (рис. XXVII). Линия  $1-2$  — сжатие в компрессоре,  $2-3'$  — конденсация,  $3'-3$  — переохлаждение жидкого хладагента,  $3-4$  — дросселирование,  $4-1$  — испарение.

**Решение.** Удельная холодопроизводительность хладагента:

$$q_0 = i_1 - i_4 = 590 \cdot 10^3 - 461 \cdot 10^3 = 129 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Холодильный коэффициент:

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} = \frac{(590 - 461) \cdot 10^3}{(632 - 590) \cdot 10^3} = 3,1.$$

Количество отводимой в конденсаторе теплоты на  $1 \text{ кг}$  циркулирующего диоксида углерода:

$$q = i_2 - i_3 = 632 \cdot 10^3 - 461 \cdot 10^3 = 171 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Расход хладагента, циркулирующего в цикле:

$$G = \frac{Q_0}{q_0} = \frac{58\,150}{129 \cdot 10^3} = 0,448 \text{ кг/с.}$$

Расход теплоты, отводимой в конденсаторе:

$$Q = 171 \cdot 10^3 \cdot 0,448 = 76\,900 \text{ Вт} = 76,9 \text{ кВт.}$$

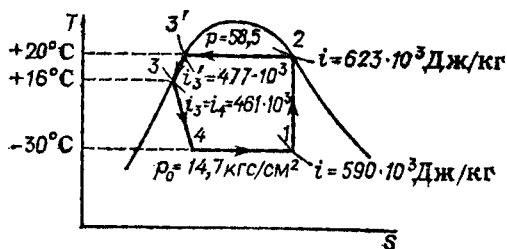


Рис. 11.7 (к примеру 11.4).

Необходимая теоретическая мощность:

$$N_T = G (i_2 - i_1) = 0,448 (632 \cdot 10^3 - 590 \cdot 10^3) = 0,448 \cdot 42 \cdot 10^3 = \\ = 18700 \text{ Вт} = 18,7 \text{ кВт.}$$

**Пример 11.5.** Определить коэффициент подачи аммиачного компрессора простого действия имеющего ход поршня 0,32 м, диаметр цилиндра 0,25 м и частоту вращения 180 об/мин. Цикл сухой, без переохлаждения. Температура испарения — 10 °С, температура конденсации 30 °С, холодопроизводительность 93 000 Вт.

**Решение.** Удельная холодопроизводительность аммиака:

$$q_0 = i_1 - i_4 = (1430 - 324) \cdot 10^3 = 1106 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Удельные энтальпии определены по диаграмме  $T-S$  для аммиака (рис. XXVI).

Объемная холодопроизводительность аммиака:

$$q_v = q_0 \rho_1 = 1106 \cdot 2,39 \cdot 10^3 = 2640 \cdot 10^3 \text{ Дж/м}^3,$$

где  $\rho_1 = 2,39 \text{ кг/м}^3$  — плотность засасываемого компрессором пара (табл. XLVIII).

Объем, описываемый поршнем:

$$V_r = \frac{\pi D^2}{4} s \frac{n}{60} = \frac{3,14 \cdot 0,25^2}{4} \cdot 0,32 \frac{180}{60} = 0,047 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Коэффициент подачи по формуле (11.7):

$$\lambda = \frac{Q_0}{V_r q_v} = \frac{93000}{0,047 \cdot 2640 \cdot 10^3} = 0,745.$$

**Пример 11.6.** Аммиачный компрессор марки 3-АВ (вертикальный) имеет холодопроизводительность  $Q_0 = 174000$  Вт при нормальных условиях. Какова будет холодопроизводительность этого компрессора, если он будет работать при температуре испарения — 25 °С, температуре конденсации 30 °С и температуре переохлаждения 25 °С?

**Решение.** Для определения холодопроизводительности при рабочих условиях воспользуемся формулой (11.9):

$$Q'_0 = Q_0 \frac{q'_v \lambda'}{q_v \lambda}.$$

Как следует из этой формулы, для пересчета холодопроизводительности компрессора необходимо определить  $q'_v$ ,  $q'_v$ ,  $\lambda$  и  $\lambda'$ .

Исходя из определения нормальных условий работы ( $t_{исп} = -10$  °С,  $t_{конд} = 25$  °С,  $t_{п} = 15$  °С), находим с помощью диаграммы  $T-S$  (рис. XXVI) и табл. XLVIII:

$$q_v = q_0 \rho = (i_1 - i_4) \rho = (1430 \cdot 10^3 - 251 \cdot 10^3) 2,39 = 2830 \cdot 10^3 \text{ Дж/м}^3.$$

Аналогично находим  $q'_v$ :

$$q'_v = (i'_1 - i'_4) \rho' = (1410 \cdot 10^3 - 299 \cdot 10^3) 1,297 = 1440 \cdot 10^3 \text{ Дж/м}^3.$$



Рис. 11.8 (к примеру 11.7)

Для определения  $\lambda$  находим отношение давлений конденсации и испарения при нормальных условиях, т. е. отношение давления  $p$ , соответствующего температуре конденсации  $25^\circ\text{C}$ , и давления  $p_0$ , соответствующего температуре испарения  $-10^\circ\text{C}$  (табл. XLVIII):

$$p/p_0 = 1004/281 = 3,45.$$

Для этого отношения давлений  $\lambda = 0,82$  (см. рис. 11.5).

Аналогично определяем  $\lambda'$ , исходя из заданных рабочих условий. Находим отношение давления  $p$ , соответствующего температуре конденсации  $30^\circ\text{C}$ , и давления  $p_0$ , соответствующего температуре испарения  $-25^\circ\text{C}$ :

$$p/p_0 = 1167/152 = 7,7.$$

Для этого отношения давлений  $\lambda' = 0,57$  (см. рис. 11.5).

Рабочая холодопроизводительность компрессора:

$$Q_0' = Q_0 \frac{q_0' \lambda'}{q_0 \lambda} = 174\,000 \frac{1440 \cdot 10^3 \cdot 0,57}{2830 \cdot 10^3 \cdot 0,82} = 62\,000 \text{ Вт} = 62 \text{ кВт}.$$

**Пример 11.7.** Определить размеры цилиндра а также действительную расходуемую мощность для одноступенчатого аммиачного компрессора простого действия, работающего на сухом ходу. Требуемая холодопроизводительность  $290\,000$  Вт при температуре испарения  $-20^\circ\text{C}$ . Температура конденсации  $25^\circ\text{C}$ , температура переохлаждения  $20^\circ\text{C}$ . Определить также холодильный коэффициент установки.

На рис. 11.8 показан цикл, соответствующий заданным условиям, в координатах  $T-S$ . Линия 1—2 — сжатие в компрессоре, 2—3' — охлаждение перегретого пара и конденсация, 3'—3 — переохлаждение жидкости, 3—4 — дросселирование, 4—1 — испарение.

**Решение.** Значения удельных энтальпий аммиака в различных точках цикла находим на диаграмме  $T-S$  (рис. XXVI).

Удельная холодопроизводительность аммиака:

$$q_0 = i_1 - i_4 = (1420 - 276) \cdot 10^3 = 1144 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}.$$

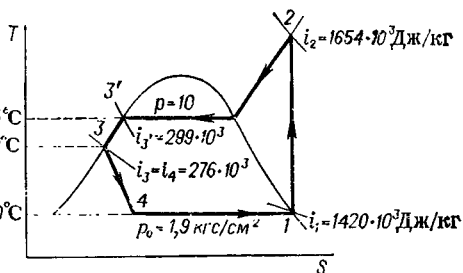
Расход циркулирующего аммиака:

$$G = \frac{Q_0}{q_0} = \frac{290\,000}{1144 \cdot 10^3} = 0,254 \text{ кг/с}.$$

Объемная холодопроизводительность аммиака:

$$q_0 = q_0 \rho_1 = 1144 \cdot 10^3 \cdot 1,6 = 1830 \cdot 10^3 \text{ Дж/м}^3,$$

где  $\rho_1 = 1,6 \text{ кг/м}^3$  — плотность засасываемого компрессором пара (табл. XLVIII).



Объем, описанный поршнем в 1 с:

$$V_r = \frac{Q_0}{q_0 \lambda} = \frac{290\,000}{1830 \cdot 10^3 \cdot 0,7} = 0,227 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Отношение  $p/p_0 = 10/1,9 = 5,3$ . По рис. 11.5 находим  $\lambda = 0,7$ .

Если принять частоту вращения  $n = 210$  об/мин, то объем цилиндра:

$$V = 0,227 \cdot 60/210 = 0,065 \text{ м}^3.$$

Обычно отношение хода поршня  $s$  к диаметру  $D$  составляет  $s/D = 1,1 \div 1,3$ . Примем это отношение равным 1,2. Тогда

$$0,065 = \frac{\pi D^2}{4} 1,2D,$$

откуда  $D = 0,41 \text{ м} = 410 \text{ мм}$ ;  $s = 410 \cdot 1,2 = 490 \text{ мм}$ .

Теоретическая мощность компрессора:

$$N_T = G (i_2 - i_1) = 0,254 (1654 - 1420) 10^3 = 59,5 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 59,5 \text{ кВт}.$$

Действительная расходуемая мощность:

$$N = N_T/\eta = 59,5/0,643 = 92,5 \text{ кВт}.$$

Здесь  $\eta$  — общий к. п. д., равный по формуле (11.6).

$$\eta = \eta_i \eta_{\text{мех}} \eta_{\text{п}} \eta_{\text{д}}.$$

Значение индикаторного к. п. д.  $\eta_i$  при  $p/p_0 = 5,3$  находим по рис. 11.5. Для этого отношения давлений  $\eta_i = 0,84$ .

Припускаем:  $\eta_{\text{мех}} = 0,85$ ;  $\eta_{\text{п}} = 0,95$ ;  $\eta_{\text{д}} = 0,95$ . Тогда

$$\eta = 0,84 \cdot 0,85 \cdot 0,95 \cdot 0,95 = 0,643.$$

Холодильный коэффициент:

$$\varepsilon = \frac{q_0}{i_2 - i_1} = \frac{1144 \cdot 10^3}{(1654 - 1420) 10^3} = 4,88.$$

**Пример 11.8.** Определить по условиям предыдущего примера количество воды, подаваемой в конденсатор, и поверхность теплопередачи конденсатора (включая переохлаждение жидкого аммиака), если начальная температура воды  $15^\circ\text{C}$ , конечная  $21^\circ\text{C}$ , коэффициент теплопередачи для зоны конденсации (включая охлаждение перегретого пара)  $K' = 2330 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ , а для зоны переохлаждения жидкого аммиака  $K'' = 465 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ .

**Решение.** Расход теплоты, передаваемой в конденсаторе, определяем по формуле:

$$Q = G (i_2 - i_3) = 0,254 (1654 - 276) 10^3 = 350 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 350 \text{ кВт}.$$

Расход теплоты, передаваемой в зоне охлаждения перегретого пара и конденсации:

$$Q' = G (i_2 - i_3') = 0,254 (1654 - 299) 10^3 = 344 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 344 \text{ кВт}.$$

Расход теплоты, передаваемой в зоне переохлаждения жидкого аммиака:

$$Q'' = (350 - 344,0) 10^3 = 6 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 6 \text{ кВт.}$$

Расход воды, подаваемой в конденсатор:

$$G_w = \frac{Q}{(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}) c_w} = \frac{350 \cdot 10^3}{(21 - 15,1) 4,19 \cdot 10^3} = 13,9 \text{ кг/с.}$$

Температура воды после зоны переохлаждения жидкого аммиака:

$$t = 15 + \frac{6 \cdot 10^3}{13,9 \cdot 4,19 \cdot 10^3} = 15,1 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Средняя разность температур в зоне конденсации без учета температуры перегрева аммиака (рис. 11.9):

$$\Delta t'_{\text{ср}} = \frac{(25 - 15,1) - (25 - 21)}{2,3 \lg \frac{25 - 15,1}{25 - 21}} = 6,5 \text{ }^\circ\text{C} = 6,5 \text{ К.}$$

Средняя разность температур в зоне переохлаждения жидкого аммиака:

$$\Delta t''_{\text{ср}} = [(25 - 15,1) + (20 - 15)]/2 = 7,4 \text{ }^\circ\text{C} = 7,4 \text{ К.}$$

Площадь поверхности теплопередачи в зоне конденсации:

$$F' = \frac{Q'}{K' \Delta t'_{\text{ср}}} = \frac{344 \cdot 10^3}{2330 \cdot 6,5} = 22,8 \text{ м}^2.$$

Площадь поверхности теплоотдачи в зоне переохлаждения:

$$F'' = \frac{Q''}{K'' \Delta t''_{\text{ср}}} = \frac{6 \cdot 10^3}{465 \cdot 7,45} = 1,68 \text{ м}^2.$$

Общая площадь поверхности конденсатора:

$$F = F' + F'' = 22,8 + 1,68 = 24,5 \text{ м}^2.$$

Удельная тепловая нагрузка (съем теплоты с 1 м<sup>2</sup> теплопередающей поверхности):

$$q_F = 350 \cdot 10^3 / 24,5 = 14,3 \cdot 10^3 \text{ Вт/м}^2.$$

**Пример 11.9.** В воздухе содержится 5,8% (об.) пара четыреххлористого углерода. Если охлаждать эту газовую смесь под атмосферным давлением (760 мм рт. ст.), то при какой температуре начнется конденсация четыреххлористого углерода? Определить также, до какого давления необходимо

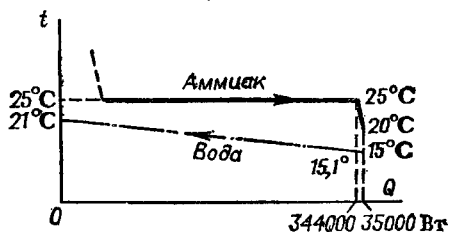


Рис. 11.9 (к примеру 11.8).

димо сжать газовую смесь, чтобы при последующем охлаждении ее при постоянном давлении до  $30^\circ\text{C}$  сконденсировалось 75% от содержащегося в воздухе четыреххлористого углерода.

**Решение.** Конденсация четыреххлористого углерода из газовой смеси начнется тогда, когда его парциальное давление в смеси станет равным давлению насыщенного пара.

Парциальное давление четыреххлористого углерода в газовой смеси:

$$p = y\Pi = 0,058 \cdot 760 = 44 \text{ мм рт. ст.}$$

По диаграмме зависимости давления насыщенного пара четыреххлористого углерода от температуры (рис. XXIV) находим, что давлению 44 мм рт. ст. соответствует температура  $8^\circ\text{C}$ , при которой, следовательно, и начнется конденсация четыреххлористого углерода.

Определим давление  $\Pi$ , до которого надо сжать исходную газовую смесь, чтобы после охлаждения до  $30^\circ\text{C}$  сконденсировалось 75% четыреххлористого углерода.

Из 5,8 моль четыреххлористого углерода, содержащихся в 100 моль исходной смеси, по условию должно остаться в газовой фазе после конденсации  $5,8 \cdot 0,25 = 1,45$  моль. Общее число молей в газовой смеси после конденсации:

$$(100 - 5,8) + 1,45 = 95,65.$$

Парциальное давление четыреххлористого углерода в газовой фазе над жидкостью равняется его давлению насыщенного пара при  $30^\circ\text{C}$  и составляет 145 мм рт. ст. (рис. XXIV).

Общее давление смеси  $\Pi$  найдем из пропорции

$$1,45 - 145$$

$$95,65 - \Pi,$$

откуда

$$\Pi = \frac{95,65 \cdot 145}{1,45} = 9565 \text{ мм рт. ст.} = 13 \text{ кгс/см}^2 = 1,275 \text{ МПа.}$$

**Пример 11.10.** Определить по диаграмме  $T-S$  (рис. XXIX) процент образовавшегося жидкого воздуха после дросселирования сжатого воздуха с  $80 \text{ кгс/см}^2$  и  $140 \text{ К}$  до  $1 \text{ кгс/см}^2$  ( $\sim 0,1 \text{ МПа}$ ).

**Решение.** Находим точку пересечения изобары  $80 \text{ кгс/см}^2$  с изотермой  $140 \text{ К}$  и от этой точки по линии  $i = \text{const}$  опускаемся до пересечения с изобарой  $1 \text{ кгс/см}^2$ . Беря отношение участка, лежащего на изобаре  $1 \text{ кгс/см}^2$  справа от найденной точки до пограничной линии пара, ко всему отрезку между линией жидкости и линией пара при  $p = 1 \text{ кгс/см}^2$ , получаем, что жидкости в образовавшейся парожидкостной смеси содержится 33%.

**Пример 11.11.** Определить, какое количество теплоты необходимо отнять от  $1 \text{ кг}$  воздуха для сжижения его при атмосферном давлении и какую для этого необходимо затратить теоретически минимальную работу. Начальная температура воздуха  $290 \text{ К}$ .

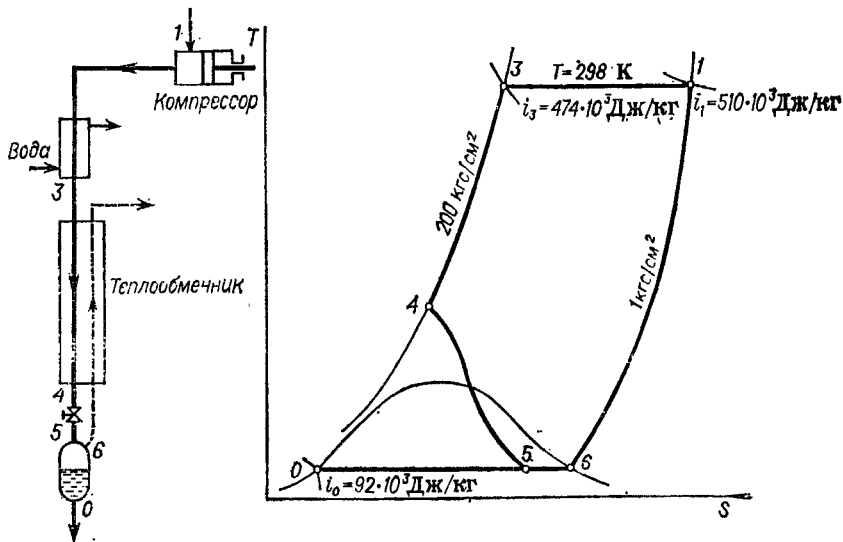


Рис. 11.10 (к примеру 11.12).

**Решение.** По диаграмме  $T-S$  для воздуха (рис. XXIX) находим, что при  $p = 1 \text{ кгс/см}^2$

$$i_r - i_{ж} = 502 \cdot 10^3 - 92 \cdot 10^3 = 410 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Теоретически минимальную затрату работы для ожижения 1 кг воздуха находим по формуле (11.10):

$$\begin{aligned} L_{\text{мин}} &= T_1 (S_1 - S_0) - (i_1 - i_0) = 290 (3,75 - 0) 10^3 - 410 \cdot 10^3 = \\ &= 677 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.} \end{aligned}$$

Значения  $S_1$  и  $S_0$  определены по диаграмме  $T-S$  для воздуха. Таким образом,

$$L_{\text{мин}} = 677/3600 = 0,188 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг.}$$

**Пример 11.12.** Определить количество получаемого в 1 ч жидкого воздуха и необходимую для этого затрату мощности при переработке 200 кг/ч воздуха, сжатого до 200 кгс/см<sup>2</sup>. Установка работает по простому регенеративному циклу Линде. Температура воздуха до и после компрессора (при входе в теплообменник) 25 °С. Воздух дросселируется до 1 кгс/см<sup>2</sup>. Потери холода в окружающую среду принять в размере  $4,19 \cdot 10^3$  Дж на 1 м<sup>3</sup> воздуха (при нормальных условиях). Недорекуперация 5 °С.

**Решение.** На рис. 11.10 даны принципиальная схема установки и изображение процесса в координатах  $T-S$ . Для расчета пользуемся диаграммой  $T-S$  для воздуха (рис. XXIX).

Удельную холодопроизводительность цикла определяем по формуле (11.11):

$$q = i_1 - i_2 = (510 - 474) 10^3 = 36 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Потери холода на 1 кг перерабатываемого воздуха определяем по формулам (11.24) и (11.25):

а) потери от недорекуперации \*

$$q_{\text{нед}} = c_p \Delta t = 1,01 \cdot 10^3 \cdot 5 = 5,05 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг};$$

б) потери в окружающую среду

$$q_{0 \text{ с}} = 4,19 \cdot 10^3 / 1,29 = 3,25 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}.$$

Суммарные потери:

$$q_{\text{пот}} = (5,05 + 3,25) 10^3 = 8,3 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}.$$

Ожижаемую долю воздуха определяем по формуле (11.12):

$$y = \frac{(i_1 - i_3) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} = \frac{(36 - 8,3) 10^3}{(510 - 92,1) 10^3} = 0,067.$$

Расход ожижаемого воздуха:

$$G_{\text{жк}} = 200 \cdot 0,067 = 13,4 \text{ кг/ч}.$$

Затрачиваемую на валу компрессора мощность определяем по формуле (2.20):

$$\begin{aligned} N' &= 1,69 G_c R T \ln \frac{p_2}{p_1} = 1,69 \frac{200}{3600} \frac{287}{1000} 298 \ln \frac{200}{1} = \\ &= \frac{1,69}{18} 0,287 \cdot 298 \cdot 2,3 \lg 200 = 42,5 \text{ кВт}. \end{aligned}$$

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха:

$$N_{\text{уд}} = 42,5 / 13,4 = 3,16 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}.$$

**Пример 11.13.** Определить расход перерабатываемого воздуха для получения 50 кг/ч жидкого воздуха и затрачиваемую при этом мощность, если ожижение ведется по циклу с предварительным (аммиачным) охлаждением воздуха до  $-35^\circ\text{C}$ . Давление сжатия  $200 \text{ кгс/см}^2$ , дросселирование до  $1 \text{ кгс/см}^2$ . Начальная температура воздуха  $25^\circ\text{C}$ . Суммарные потери холода в окружающую среду и от недорекуперации принять в размере  $8,8 \text{ кДж/кг}$ .

**Решение.** Для определения удельных энтальпий воспользуемся диаграммой  $T-S$  для воздуха (рис. XXIX).

Удельную холодопроизводительность цикла определяем по формуле (11.13):

$$q' = i_1' - i_3' = (449 - 386) 10^3 = 63 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг},$$

где  $i_1'$  — удельная энтальпия воздуха при  $p = 1 \text{ кгс/см}^2$  и  $t = -35^\circ\text{C}$ ;  $i_3'$  — удельная энтальпия воздуха при  $p = 200 \text{ кгс/см}^2$  и  $t = -35^\circ\text{C}$ .

Ожижаемую долю воздуха определяем по формуле (11.14):

$$y = \frac{(i_1' - i_3) - q_{\text{пот}}}{i_1' - i_0'} = \frac{(63 - 8,8) 10^3}{(449 - 92) 10^3} = 0,153.$$

\* Здесь не учитывается уменьшение обратного потока воздуха на количество ожиженного воздуха.

Для получения 50 кг/ч жидкого воздуха необходимо перерабатывать воздух:

$$G = 50/0,153 = 327 \text{ кг/ч.}$$

Количество теплоты, передаваемой в аммиачном теплообменнике, определяем по формуле (11.15):

$$q_a = q' - q + y(i_1 - i'_1) = 63 \cdot 10^3 - 36 \cdot 10^3 + 0,153(510 - 449) 10^3 = \\ = 36 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг,}$$

где  $q = 36,0 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$  и  $i_1 = 510 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$  (см. пример 11.12).

Определяем мощность на валу воздушного компрессора:

$$N = 1,69 G_c R T \ln \frac{p_2}{p_1} = 1,69 \frac{327}{3600} 287 \cdot 298 \cdot 2,3 \text{ г } 200 = 69,5 \cdot 10^3 \text{ Вт} = 69,5 \text{ кВт.}$$

Мощность, потребляемая аммиачным компрессором:

$$N_a = \frac{36,0 \cdot 327}{8540 \cdot 0,66} = 2,11 \text{ кВт.}$$

Здесь 8540 кДж/(кВт·ч) — теоретическая удельная холодопроизводительность аммиачной холодильной установки при температуре испарения аммиака\* —40 °С [11.2]; 0,66 — принятый общий к. п. д. аммиачного компрессора.

Общая расходимая мощность:

$$N_p = 69,5 + 2,11 = 71,61 \text{ кВт.}$$

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха:

$$N_{уд} = 71,61/50 = 1,43 \text{ кВт·ч/кг.}$$

**Пример 11.14.** Определить охлаждаемую долю и удельный расход энергии при получении жидкого воздуха по схеме с циркуляцией воздуха под давлением. Высокое давление воздуха 200 кгс/см<sup>2</sup>, среднее давление 50 кгс/см<sup>2</sup>. Температура воздуха при входе в теплообменник 20 °С. Доля воздуха, дросселируемого до низкого давления,  $M = 0,3$ . Суммарные потери холода от недоохлаждения и в окружающую среду составляют 10,5 кДж на 1 м<sup>3</sup> воздуха (при нормальных условиях) высокого давления, поступающего в установку.

**Решение.** На рис. 11.11 даны принципиальная схема установки с циркуляцией воздуха под давлением и изображение процесса в координатах  $T-S$ . Для определения удельных энтальпий воспользуемся диаграммой  $T-S$  для воздуха (рис. XXIX). Удельную холодопроизводительность цикла определяем по формуле (11.16):

$$q = (i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) = (494 - 467) 10^3 + 0,3(505 - 494) 10^3 = \\ = 30 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

\* Температура —40 °С принята с учетом  $\Delta t = 5 \text{ К}$  между температурами воздуха и аммиака.

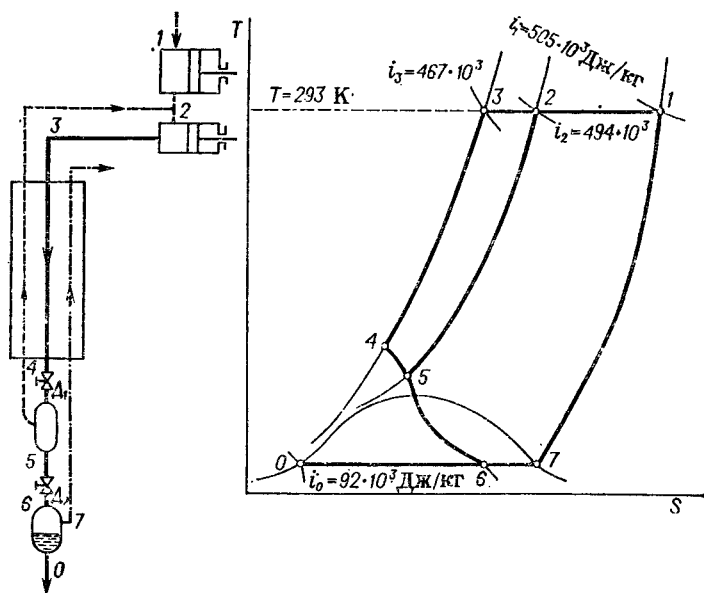


Рис. 11.11 (к примеру 11.14).

Ожижаемую долю  $y$  определяем по уравнению (11.17):

$$y = \frac{(i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) - q_{\text{нот}}}{i_1 - i_0} = \frac{30 \cdot 10^3 - (10,5 \cdot 10^3 / 1,29)}{(505 - 92) \cdot 10^3} = 0,053.$$

Мощность на валу компрессора определяем по формулам:

$$N' = 1,69 \frac{1}{3600} 287 \cdot 293 \cdot 2,3 \lg \frac{200}{50} = 54,5 \text{ Вт};$$

$$N'' = 1,69 \frac{0,3}{3600} 287 \cdot 293 \cdot 2,3 \lg \frac{50}{1} = 46,1 \text{ Вт};$$

$$N = (54,5 + 46,1) / 1000 = 0,1 \text{ кВт}.$$

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха:

$$N_{\text{уд}} = 0,1 / 0,053 = 1,89 \text{ кВт} \cdot \text{ч} / \text{кг}.$$

**Пример 11.15.** При получении жидкого воздуха с отдачей внешней работы в детандере по циклу среднего давления затрачивается мощность 110 Вт (на валу компрессора). Сколько получается килограммов жидкого воздуха в 1 ч, если известно, что воздух сжимается до 35 кгс/см<sup>2</sup>? В детандер отводится 80% от всего количества перерабатываемого воздуха; температура воздуха перед детандером —110 °С, недорекуперация 5 °С. Потери холода в окружающую среду (через изоляцию) 0,93 кВт. Принять, что работа, возвращаемая детандером на вал компрессора, составляет половину от теоретического (изоэнтروпического) тепло-



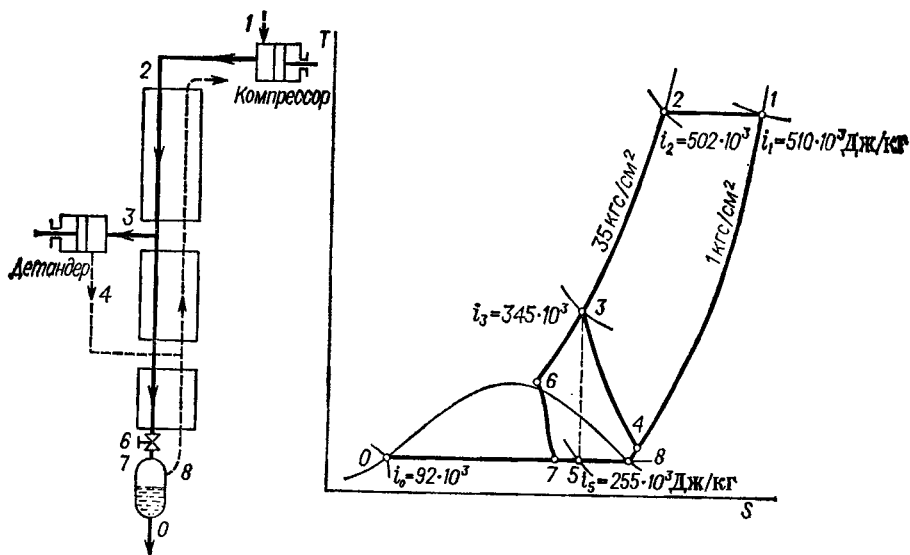


Рис. 11.12 (к примеру 11.15).

падения в детандере. Температура воздуха, поступающего после компрессора в теплообменник,  $25^{\circ}\text{C}$ . Определить также удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха.

**Решение.** На рис. 11.12 даны принципиальная схема установки и изображение процесса в координатах  $T-S$ . Для определения энтальпий воспользуемся диаграммой  $T-S$  для воздуха (рис. ХХIX).

Удельную холодопроизводительность цикла определяем по формуле (11.18):

$$q = (i_1 - i_2) + M \cdot i_3 - i_4 = (510 - 502) 10^3 + 0,8 \cdot 58 \cdot 10^3 = 54 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг,}$$

где  $i_3 - i_4 = 0,65 (i_3 - i_5) = 0,65 (345 - 255) 10^3 = 58 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$

Работа, возвращаемая детандером при расширении в нем 1 кг, воздуха:

$$l_{\text{д}} = 0,5 (345 - 255) 10^3 = 44,6 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Определяем количество воздуха  $G$  (в кг/с), сжимаемого компрессором, из уравнения:

$$L = L_{\text{к}} - L_{\text{д}} = 1,69 G R T \cdot 2,3 \lg 35 - 0,8 G \cdot 44,6.$$

По условию  $L = 110$  кВт. Следовательно,

$$110 = 1,69 G \cdot 287 \cdot 298 \cdot 2,4 \lg 35 - 0,8 \cdot 44,6 G,$$

откуда

$$G = 0,231 \text{ кг/с или } 0,231 \cdot 3600 = 835 \text{ кг/ч.}$$

Потери холода определяем по формулам \* (11.24) и (11.25):

$$Q_{\text{ред}} = G_{\text{ср}} \Delta t = 0,231 \cdot 1,01 \cdot 10^3 \cdot 5 = 1,17 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

По условию  $Q_{0, \text{с}} = 0,93 \cdot 10^3 \text{ Вт}$ . Общие потери холода

$$Q_{\text{пот}} = (1,17 + 0,93) 10^3 = 2,10 \cdot 10^3 \text{ Вт}$$

или, считая на 1 кг перерабатываемого воздуха:

$$q_{\text{пот}} = 2,10 \cdot 10^3 / 0,231 = 9,1 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Ожижаемую долю воздуха определяем по формуле (11.19):

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} = \frac{(54 - 9,1) 10^3}{(510 - 92) 10^3} = 0,107.$$

Количество получаемого жидкого воздуха на установке:

$$G_{\text{ж}} = 835 \cdot 0,107 = 89,3 \text{ кг/ч.}$$

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха:

$$N_{\text{уд}} = 110 / 89,3 = 1,23 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг.}$$

**Пример 11.16.** Определить к. п. д. процесса ожижения воздуха с отдачей внешней работы по циклу высокого давления, если известно, что воздух сжимается компрессором до  $200 \text{ кгс/см}^2$ . Начальная температура воздуха  $30^\circ \text{C}$ , в детандер направляется половина перерабатываемого воздуха. Суммарные потери холода принять в размере  $8,4 \text{ кДж}$  на 1 кг перерабатываемого воздуха. Расширение в детандере производится с  $200$  до  $10 \text{ кг/см}^2$ , с  $10$  до  $1 \text{ кгс/см}^2$  — дросселирование. Возврат работы детандером на вал компрессора принять как в предыдущем примере.

Решение. На рис. 11.13 даны принципиальная схема установки и изображение процесса в координатах  $T-S$ . Для определения удельных энтальпий воспользуемся диаграммой  $T-S$  для воздуха (рис. XXIX).

Удельную холодопроизводительность цикла определяем по формуле (11.20):

$$q = (i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) = (515 - 482) 10^3 + \\ + 0,5 \cdot 119 \cdot 10^3 = 93,2 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг,}$$

где  $i_3 - i_4 = 0,75(i_3 - i_5) = 0,75(482 - 322) 10^3 = 119 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ .

Ожижаемую долю воздуха определяем по формуле (11.21):

$$y = \frac{(i_1 - i_3) + M(i_3 - i_4) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} = \frac{(93,2 - 8,4) 10^3}{(515 - 92) 10^3} = 0,2.$$

Мощность, затрачиваемая на сжатие воздуха:

$$N_{\text{к}} = 1,69 G_0 R T \ln \frac{p_2}{p_1} = 1,69 \frac{1}{3600} 287 \cdot 303 \cdot 2,3 \lg 200 = 216 \text{ Вт.}$$

\* Не учитывается уменьшение обратного потока на ожиженную часть воздуха.

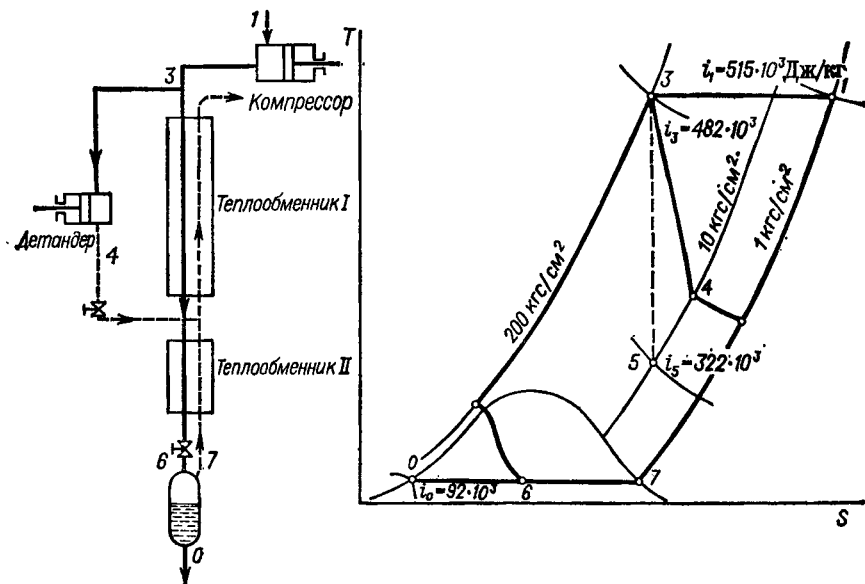


Рис. 11.13 (к примеру 11.16).

Мощность, возвращаемая на вал компрессора при расширении воздуха в детандере:

$$N_d = \frac{0,5}{3600} 0,5 (482 - 322) 10^3 = 11,1 \text{ Вт.}$$

Фактически затрачиваемая мощность на валу компрессора

$$N = N_N - N_d = 216 - 11,1 = 204,9 \text{ Вт} = 0,205 \text{ кВт.}$$

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха:

$$N_{уд} = 0,205/0,2 = 1,02 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг.}$$

К. п. д. процесса ожижения:

$$\eta = \frac{0,188}{1,02} 100 = 18,5 \%,$$

где 0,188 кВт·ч/кг — теоретически минимальная работа ожижения 1 кг воздуха при начальной температуре его 303 К (см. пример 11.11).

**Пример 11.17.** Определить удельный расход энергии при ожижении воздуха по циклу низкого давления с турбодетандером (рис. 11.14). Воздух поступает в установку при 30 °С и абсолютном давлении 6 кгс/см<sup>2</sup>. Недорекуперация 5 °С, потери в окружающую среду 8,4 кДж/м<sup>3</sup> (при 0 °С, 760 мм рт. ст.).

**Решение.** Принимаем температуру воздуха перед турбодетандером 122 К. Тогда по формуле (11.23):

$$i_3 - i_4 = 0,8 (i_3 - i_5) = 0,8 (325 - 283) 10^3 = 33,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

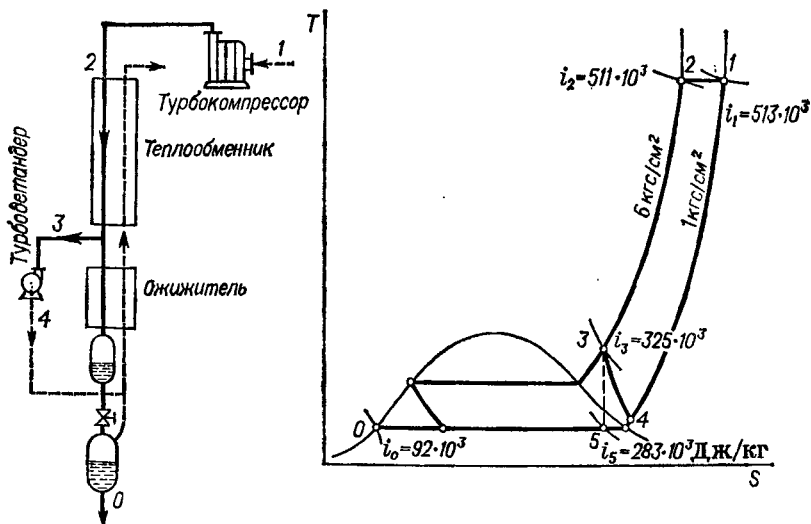


Рис. 11.14 (к примеру 11.17).

Удельная энтальпия взята по диаграмме  $T-S$  для воздуха (рис. XXIX).

Ожижаемую долю воздуха определяем по формуле (11.25):

$$y = \frac{(513 - 511) 10^3 + 33,5 \cdot 10^3 (1 - 1,25y) - \frac{8,4 \cdot 10^3}{1,29} - 1,01 \cdot 10^3 \cdot 5 (1 - y)}{(513 - 92) 10^3},$$

откуда  $y = 0,052$ .

Работа, возвращаемая турбодетандером, считая на 1 кг перерабатываемого воздуха:

$$L_d = \frac{(i_3 - i_4) (1 - ay) 0,85}{3600} = \frac{33,5 \cdot 10^3 (1 - 1,25 \cdot 0,052) 0,85}{3600} = 0,0074 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг},$$

где 0,85 — коэффициент отдачи мощности турбодетандера;  $a = 1,25$  — см. формулу (11.22).

Удельный расход энергии на 1 кг жидкого воздуха при изотермическом к. п. д. компрессора 0,6:

$$N_{уд} = \left( \frac{287 \cdot 303 \cdot 2,3 \lg 6,3}{1000 \cdot 0,6 \cdot 3600} - 0,0074 \right) / 0,052 = 1,26 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}.$$

Здесь 6,3 — степень сжатия в компрессоре (с учетом гидравлических потерь установки).

**Пример 11.18.** При обследовании установки для ожижения воздуха, работающей с отдачей внешней работы по циклу низкого

давления, были измерены перед турбодетандером абсолютное давление  $6 \text{ кгс/см}^2$  и температура  $120 \text{ К}$ . Давление и температура после турбодетандера были соответственно  $1,6 \text{ кгс/см}^2$  и  $89 \text{ К}$ . Измеренная мощность, отдаваемая турбодетандером,  $100 \text{ кВт}$ . Определить количество воздуха, проходящего через турбодетандер, и термодинамический к. п. д. турбодетандера.

**Р е ш е н и е.** Определяем действительное и изоэнтропическое теплопадение в турбодетандере, используя диаграмму  $T-S$  воздуха (рис. XXIX):

Удельная энтальпия воздуха при $6 \text{ кгс/см}^2$ и $120 \text{ К}$	$322 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$
Удельная энтальпия воздуха после изоэнтропического расширения до $1,6 \text{ кгс/см}^2$	$289 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$
Удельная энтальпия воздуха при $1,6 \text{ кгс/см}^2$ и $89 \text{ К}$	$296 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$

Отсюда

$$\Delta i_{\text{д}} = (322 - 296) 10^3 = 26,6 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг};$$

$$\Delta i_{\text{из}} = (322 - 289) 10^3 = 33,3 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}.$$

Термодинамический к. п. д. детандера:

$$\eta = \frac{26,6 \cdot 10^3}{33,3 \cdot 10^3} = 0,8.$$

Определяем приблизительно количество воздуха, проходящего через турбодетандер (пренебрегая потерями энергии):

$$G = \frac{3600N}{\Delta i_{\text{д}}} = \frac{3600 \cdot 100 \cdot 10^3}{26,6 \cdot 10^3} = 13\,500 \text{ кг/ч}.$$

**Пример 11.19.** Найти необходимое давление воздуха при установившемся режиме в установке для получения газообразного кислорода. Установка работает без предварительного охлаждения по простому регенеративному циклу. Недорекуперация  $5 \text{ }^\circ\text{C}$ , потери холода через изоляцию  $12,6 \text{ кДж}$  на  $1 \text{ м}^3$  (при  $0 \text{ }^\circ\text{C}$  и  $760 \text{ мм рт. ст.}$ ) перерабатываемого воздуха. Температура воздуха перед теплообменником  $25 \text{ }^\circ\text{C}$ .

**Р е ш е н и е.** Потери холода определяем по формулам (11.24) и (11.28):

$$q_{\text{вод}} = 1,01 \cdot 10^3 \cdot 5 = 5,05 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг};$$

$$q_{\text{о. с}} = 12,6 \cdot 10^3 / 1,29 = 9,74 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг};$$

$$q_{\text{пот}} = 5,05 \cdot 10^3 + 9,74 \cdot 10^3 = 14,8 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}.$$

Для покрытия этих потерь  $1 \text{ кг}$  сжатого воздуха, дросселируемого в установке, должен дать  $\Delta i = 14,8 \text{ кДж}$ .

Эффект дросселирования определяем при  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  (температура входа сжатого воздуха в теплообменник):

$$\Delta i = i_1 - i_3,$$

где  $i_1$  — удельная энтальпия воздуха при  $p_{\text{вбс}} = 1 \text{ кгс/см}^2$  и  $25 \text{ }^\circ\text{C}$ , равная  $510 \times 10^3 \text{ Дж/кг}$  (по диаграмме  $T-S$ , рис. XXIX).

Следовательно,

$$14,8 \cdot 10^3 = 510 \cdot 10^3 - i_3,$$

откуда  $i_3 = 495,2 \cdot 10^3$  Дж/кг. По диаграмме  $T-S$  находим, что этой удельной энтальпии воздуха при  $25^\circ\text{C}$  отвечает давление  $p_{\text{абс}} = 65$  кгс/см<sup>2</sup>.

**Пример 11.20.** В воздухоразделительной установке, работающей с отдачей внешней работы по циклу среднего давления, получается 100 м<sup>3</sup>/ч (при  $0^\circ\text{C}$  и 760 мм рт. ст.) газообразного кислорода и 25,8 кг кислорода в жидком состоянии; кислород получается чистотой 99%. Давление сжатия воздуха 40 кгс/см<sup>2</sup>. Температура сжатого воздуха перед детандером 160 К. Расширение в детандере идет до 6 кгс/см<sup>2</sup>. Термодинамический к. п. д. детандера 0,65. Отбросный азот содержит 5% кислорода. Недорекуперация  $5^\circ\text{C}$ . Температура входящего в установку воздуха 300 К. Потери в окружающую среду составляют 6,3 кДж на 1 м<sup>3</sup> (при  $0^\circ\text{C}$  и 760 мм рт. ст.) перерабатываемого воздуха. Определить долю воздуха, направляемого в детандер.

**Решение.** Общее количество получаемого кислорода:

$$V_{\text{O}_2} = 100 + \frac{25,8}{1,43} = 118 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где 1,43 — плотность кислорода при нормальных условиях, кг/м<sup>3</sup>.

Количество (при нормальных условиях) перерабатываемого воздуха ( $B$ ) и отбросного азота ( $A$ ) находим из уравнений материального баланса:

$$B = 118 + A;$$

$$0,21B = 0,99 \cdot 118 + 0,05A,$$

откуда  $B = 695$  м<sup>3</sup>/ч,  $A = 577$  м<sup>3</sup>/ч.

Определяем потери холода:  
от недорекуперации

$$q_{\text{нед}} = (100 \cdot 1,43 \cdot 0,92 \cdot 10^3 + 577 \cdot 1,25 \cdot 1,05 \cdot 10^3) / 3600 = 1230 \text{ Вт} = 1,23 \text{ кВт};$$

в окружающую среду

$$q_{\text{о.с}} = 695 \cdot 6,3 \cdot 10^3 / 3600 = 1210 \text{ Вт} = 1,21 \text{ кВт};$$

уносится жидким кислородом

$$q_{\text{ж.к}} = 25,8 \cdot 406 \cdot 10^3 / 3600 = 2930 \text{ Вт} = 2,93 \text{ кВт}.$$

Здесь  $406 \cdot 10^3$  — разность удельных энтальпий кислорода, газообразного при 300 К и жидкого (при 1 кгс/см<sup>2</sup>), Дж/кг.

Итого:

$$Q_{\text{пот}} = 1230 + 1210 + 2930 = 5370 \text{ Вт} = 5,37 \text{ кВт}.$$

Холодопроизводительность установки, получаемая за счет дросселирования:

$$G \Delta i_{\text{др}} = 695 \cdot 1,29 \cdot 8,38 \cdot 10^3 / 3600 = 2080 \text{ Вт} = 2,08 \text{ кВт},$$

где  $8,38 \cdot 10^3$  — разность удельных энтальпий воздуха при 1 и 40 кгс/см<sup>2</sup> (при 300 К), Дж/кг.

Теоретическое (изоэнтропическое) теплопадение в детандере:

$$\Delta i_{из} = i_{p=40 \text{ кгс/см}^2, t=160 \text{ К}} = i_{p=6 \text{ кгс/см}^2} = (333 - 283) 10^3 = 50 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Действительное теплопадение:

$$\Delta i_d = 50 \cdot 10^3 \cdot 0,65 = 32,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Количество воздуха, поступающего в детандер, находим из уравнения

$$5370 - 2080 = 32,5 \cdot 10^3 x.$$

Отсюда

$$x \approx 0,1 \text{ кг/с} = 360 \text{ кг/ч.}$$

Доля воздуха, направляемого в детандер:

$$\frac{360}{695 \cdot 1,29} = 0,40.$$

**Пример 11.21.** Определить количество выделяющейся влаги и расход энергии на охлаждение 3000 кг/ч воздуха (считая на сухой воздух), насыщенного водяными парами при  $p_{абс} = 6 \text{ кгс/см}^2$ . Воздух охлаждается (за счет кипящего аммиака) от 0 до  $-40^\circ\text{C}$ . Холодопроизводительность аммиачной холодильной установки 5130 кДж/(кВт·ч).

**Решение.** При охлаждении сухого воздуха потребуется отвести теплоты:

$$Q_1 = G_{вср} (t_{нач} - t_{кон}) = 3000 \cdot 1,03 \cdot 10^3 (0 + 40)/3600 = 34 \text{ 300 Вт.}$$

Здесь  $c_p = 1,03 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$  — удельная теплоемкость сухого воздуха при  $p_{абс} = 6 \text{ кгс/см}^2$  в данном интервале температур.

Найдем количество влаги, выпадающей из воздуха при охлаждении.

Количество влаги в воздухе при входе в холодильник:

$$G'_{вл} = G_{в} 0,622 \frac{\varphi P_{нас}}{P - \varphi P_{нас}} = 3000 \frac{0,622 \cdot 1 \cdot 4,6}{6 \cdot 760 - 4,6} = 1,89 \text{ кг/ч,}$$

где  $P_{нас} = 4,6 \text{ мм рт. ст.}$  — давление насыщенного водяного пара при  $0^\circ\text{C}$  (табл. XXXVIII).

Количество влаги в воздухе, выходящем из холодильника:

$$G''_{вл} = 3000 \cdot 0,622 \frac{0,09}{6 \cdot 760 - 0,09} = 0,038 \text{ кг/ч,}$$

где  $P_{нас} = 0,09 \text{ мм рт. ст.}$  — давление насыщенного водяного пара при  $-40^\circ\text{C}$ .

Количество влаги, выпадающей в холодильнике:

$$G_{вл} = G'_{вл} - G''_{вл} = 1,89 - 0,038 = 1,852 \text{ кг/ч.}$$

Количество теплоты, выделяющейся при конденсации и замерзании влаги:

$$Q_2 = G_{\text{вл}} [r + q + c(t_{\text{нач}} - t_{\text{кон}})] = \\ = 1,852 [2490 \cdot 10^3 + 335 \cdot 10^3 + 2,09 \cdot 10^3 (0 + 40)] / 3600 = 1490 \text{ Вт.}$$

Здесь  $r = 2490 \cdot 10^3$  Дж/кг — удельная теплота конденсации при  $0^\circ\text{C}$ ;  $q = 335 \cdot 10^3$  Дж/кг — удельная теплота плавления;  $c = 2,09 \cdot 10^3$  Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость льда.

Общее количество теплоты, отводимой аммиаком:

$$Q_1 + Q_2 = 34\,300 + 1490 = 35\,790 \text{ Вт} \approx 35,8 \text{ кВт.}$$

Мощность, расходуемая аммиачной холодильной установкой

$$N = \frac{35,8 \cdot 3600}{5130} = 25 \text{ кВт.}$$

**Пример 11.22.** Определить расход перерабатываемого воздуха при получении  $100 \text{ м}^3/\text{ч}$  кислорода чистотой 99%. Отбросный азот содержит 4% кислорода.

**Решение.** Обозначим через  $x$  искомое количество воздуха (в  $\text{м}^3$ ). Тогда

$$0,21x = 100 \cdot 0,99 + (x - 100) \cdot 0,04,$$

где 0,21 — объемная доля кислорода в воздухе. Отсюда

$$x = 560 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

**Пример 11.23.** Определить для нижней колонны двухколонного воздушоразделительного аппарата (рис. 11.15) количество образующегося в карманах азота и количество кубовой жидкости, обогащенной кислородом, считая на  $1 \text{ м}^3$  поступающего воздуха. Чистота азота в карманах 98%, жидкость куба содержит 40% кислорода.

**Решение.** Обозначим через  $x$  количество азота (в  $\text{м}^3$ ), получаемого в карманах, и через  $y$  — количество кубовой жидкости. Тогда

$$x + y = 1$$

и (по кислороду)

$$0,02x + 0,4y = 0,21 \cdot 1.$$

Решая эти уравнения материального баланса, получим:

$$x = 0,5 \text{ м}^3; y = 0,5 \text{ м}^3 \text{ (при } 0^\circ\text{C и } 760 \text{ мм рт. ст.)}$$

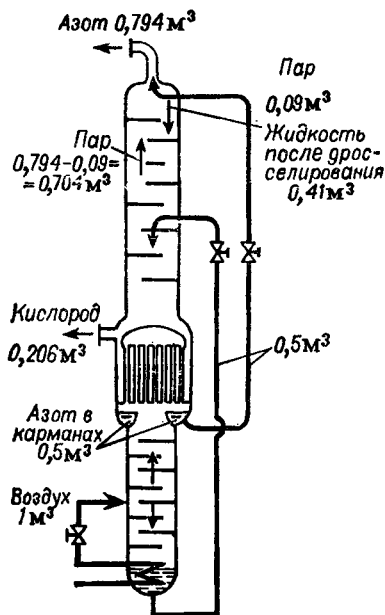


Рис. 11.15 (к примерам 11.23 и 11.24).



**Пример 11.24.** Определить число флегмы и количество получаемых азота и кислорода (считая на 1 м<sup>3</sup> воздуха) в верхней колонне двухколонного воздуходелительного аппарата (рис. 11.15), учитывая данные предыдущего примера и принимая, что чистота азота 99%, а кислорода 98%.

**Решение.** Составим уравнения материального баланса. Обозначим через  $x$  количество отходящего азота и через  $y$  — количество отходящего кислорода. Тогда

$$x + y = 1;$$

$$0,01x + 0,98y = 0,21,$$

откуда  $x = 0,794$  м<sup>3</sup>;  $y = 0,206$  м<sup>3</sup>.

Находим отношение количества жидкости  $L$ , стекающей по колонне, к количеству поднимающегося пара  $G$ .

Жидкая азотная флегма подается на верх колонны из карманов нижней колонны, причем, как видно из диаграммы состояния для азота, при дросселировании жидкого азота с 6 до 1 кгс/см<sup>2</sup> образуется ~ 18% пара. В предыдущем примере было найдено, что в карманах нижней колонны получается 0,5 м<sup>3</sup> азота. Следовательно, количество жидкого азота, попадающего в верхнюю колонну, составляет:

$$L = (1 - 0,18) 0,5 = 0,41 \text{ м}^3.$$

Количество пара, поднимающегося по верхней колонне:

$$G = 0,794 - 0,5 \cdot 0,18 = 0,704 \text{ м}^3,$$

где  $0,5 \cdot 0,18$  — количество пара, образующегося после дросселирования жидкого азота из карманов нижней колонны в верхнюю колонну, м<sup>3</sup>.

Отношение  $L/G = 0,41/0,704 = 0,582$ .

Определяем число флегмы:

$$\frac{R}{R + 1} = 0,582.$$

Отсюда  $R = 1,39$ .

**Пример 11.25.** Определить расход энергии при получении 1 м<sup>3</sup> газообразного кислорода чистотой 99,5% на установке с двойной ректификацией, работающей по простому регенеративному циклу без предварительного аммиачного охлаждения. Отбросный азот содержит 5% кислорода. Общие потери холода составляют 6,3 кДж на 1 кг перерабатываемого воздуха. Температура сжатого воздуха, поступающего в установку (после компрессора), 25 °С.

**Решение.** Определяем количество воздуха  $x$ , необходимое для получения 1 м<sup>3</sup> кислорода:

$$0,21x = 1 \cdot 0,995 + (x - 1) 0,05; \quad x = 5,9 \text{ м}^3.$$

Определяем давление сжатия воздуха при установившемся режиме, когда потери холода составляют 6,3 кДж/кг:

$$\Delta i = i_1 - i_3; \quad 6,3 \cdot 10^3 = 510 \cdot 10^3 - i_3,$$

где  $510 \cdot 10^3$  — удельная энтальпия воздуха при 1 кгс/см<sup>2</sup> и 25 °С, Дж/кг (диаграмма  $T-S$ , рис. XXI).

Отсюда

$$i_s = (510 - 6,3) 10^3 = 504,7 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

По диаграмме  $T-S$  находим, что этой удельной энтальпии воздуха при  $25^\circ\text{C}$  соответствует абсолютное давление  $60 \text{ кгс/см}^2$ .

Работу на сжатие  $1 \text{ кг}$  воздуха с  $60$  до  $1 \text{ кгс/см}^2$  определяем по формуле:

$$L = 1,69GRT \ln \frac{p_2}{p_1} = 1,69 \cdot 1 \cdot 287 \cdot 298 \cdot 2,3 \lg 60 = 590 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг} = 590 \text{ кДж/кг.}$$

Для получения  $1 \text{ м}^3$  кислорода требуется  $5,9 \text{ м}^3$  воздуха. Следовательно, затрата энергии на  $1 \text{ м}^3$  кислорода составляет:

$$N_{\text{уд}} = 590 \cdot 5,9 \cdot 1,29/3600 = 1,25 \text{ кВт} \cdot \text{ч/м}^3.$$

**Пример 11.26.** Через изоляцию резервуара (танка) для хранения жидкого кислорода проникает из окружающей среды теплоты  $83,8 \text{ кДж/(м}^2 \cdot \text{ч)}$  (считая на наружную поверхность). Внутренний диаметр резервуара шарообразной формы  $1200 \text{ мм}$ . Наружный диаметр внешнего кожуха, имеющего цилиндрическую форму,  $1900 \text{ мм}$ , высота  $2300 \text{ мм}$ . Определить, сколько испаряется в  $1 \text{ ч}$  кислорода и через какое время испарится весь кислород, если резервуар был заполнен на  $0,75$  своего объема. Кислород хранится под атмосферным давлением.

**Решение.** Площадь наружной поверхности цилиндрического кожуха резервуара:

$$F = 2 \frac{\pi D^2}{4} + \pi D H = 2 \frac{3,14 \cdot 1,9^2}{4} + 3,14 \cdot 1,9 \cdot 2,3 = 19,34 \text{ м}^2.$$

Проникает теплоты в резервуар:

$$G = 19,34 \cdot 83,8 \cdot 10^3/3600 = 450 \text{ Вт} = 0,45 \text{ кВт.}$$

Расход испаряемого кислорода:

$$G_{\text{O}_2} = \frac{450 \cdot 3600}{213,7 \cdot 10^3} = 7,6 \text{ кг/ч.}$$

Здесь  $213,7 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$  — удельная теплота испарения кислорода под атмосферным давлением.

Количество кислорода в резервуаре при заполнении его на  $0,75$  объема:

$$G = 0,75 \frac{\pi D_{\text{вн}}^3}{6} 1100 = 0,75 \frac{3,14 \cdot 1,2^3}{6} 1100 = 743 \text{ кг,}$$

где  $1100 \text{ кг/м}^3$  — плотность жидкого кислорода.

Время испарения всего кислорода:

$$\tau_{\text{исп}} = 743/7,6 = 98 \text{ ч.}$$

## КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

11.1. Вычислить холодильный коэффициент и мощность, потребляемую холодильной установкой, работающей по циклу Карно, если ее холодопроизводительность 6400 Вт при температуре испарения  $-10^{\circ}\text{C}$ . Температура конденсации  $22^{\circ}\text{C}$ .

11.2. Найти минимальную затрату работы (по циклу Карно) и расход воды в конденсаторе при выработке 100 кг/ч льда из воды, имеющей температуру  $0^{\circ}\text{C}$ . Хладагент испаряется при  $-5^{\circ}\text{C}$ , а конденсируется при  $25^{\circ}\text{C}$ . Вода в конденсатор подается при  $12^{\circ}\text{C}$ , а уходит при  $20^{\circ}\text{C}$ . Удельная теплота замерзания воды 335 кДж/кг.

11.3. Определить удельную холодопроизводительность хладагента и холодильный коэффициент цикла для: а) аммиака; б) диоксида углерода и в) дифтордихлорметана  $\text{CF}_2\text{Cl}_2$ . Температура испарения  $-15^{\circ}\text{C}$ , температура конденсации  $30^{\circ}\text{C}$ . Цикл сухой, переохлаждение жидкости перед дросселированием отсутствует.

11.4. Вычислить теоретический холодильный коэффициент углекислотной холодильной установки, если температура конденсации  $20^{\circ}\text{C}$ , а температура испарения  $-40^{\circ}\text{C}$ . Цикл сухой, переохлаждение жидкости перед дросселированием отсутствует.

11.5. Сравнить теоретические холодильные коэффициенты аммиачной компрессионной холодильной установки, работающей при температуре испарения  $-20^{\circ}\text{C}$  и температуре конденсации  $30^{\circ}\text{C}$ : а) для цикла Карно; б) для реального влажного цикла; в) для сухого цикла без переохлаждения жидкого аммиака; г) для сухого цикла с переохлаждением до  $25^{\circ}\text{C}$  жидкого аммиака после конденсации.

11.6. По условиям предыдущей задачи сравнить теоретические холодильные коэффициенты для фреоновой холодильной установки, пользуясь диаграммой  $i - \lg p$  (рис. XXVIII).

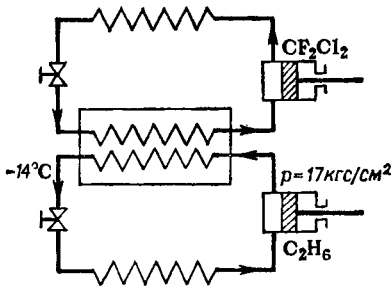
11.7. В конденсаторе аммиачной холодильной установки  $20 \text{ м}^3/\text{ч}$  воды нагревается на 6 К. Теоретическая мощность, затрачиваемая компрессором, 23,5 кВт. Определить холодопроизводительность установки и холодильный коэффициент.

11.8. Определить часовой объемный расход аммиака, поступающего в компрессор, при следующих условиях: холодопроизводительность установки 58 200 кВт; температура конденсации  $25^{\circ}\text{C}$ , переохлаждения нет; температура испарения  $-15^{\circ}\text{C}$ ; цикл сухой.

11.9. 1000 кг/ч этилового спирта необходимо охлаждать от 20 до  $-15^{\circ}\text{C}$ . Охлаждение ведется аммиаком, кипящим при  $-25^{\circ}\text{C}$ . Определить теоретическую мощность, затрачиваемую компрессором. Температура конденсации  $25^{\circ}\text{C}$ . Цикл сухой, переохлаждение жидкости перед дросселированием отсутствует.

11.10. Аммиачный компрессор типа ГД (горизонтальный) имеет холодопроизводительность 697 800 Вт при температуре испарения  $-15^{\circ}\text{C}$  и температуре конденсации  $25^{\circ}\text{C}$ . Определить холодопроизводительность этого компрессора, если температура испаре-

Рис. 11.16 (к контрольной задаче 11.14).



ния будет  $-5^{\circ}\text{C}$ , а температура конденсации  $30^{\circ}\text{C}$ .

11.11. Углекислотная холодильная установка производительностью 116 300 Вт работает при температуре испарения  $-15^{\circ}\text{C}$ , абсолютном давлении в конденсаторе  $75 \text{ кгс/см}^2$  и переохлаждении до  $25^{\circ}\text{C}$ . Компрессор имеет сухой ход.

Определить холодильный коэффициент и теоретическую потребляемую мощность.

11.12. Аммиачная холодильная установка холодопроизводительностью 116 300 Вт с компрессором вертикального типа работает при температуре испарения  $-15^{\circ}\text{C}$ , температуре конденсации  $30^{\circ}\text{C}$  и переохлаждении до  $25^{\circ}\text{C}$ . Компрессор имеет сухой ход. Определить: давления в конденсаторе и испарителе, холодильный коэффициент, часовой объем засасываемых компрессором паров, теоретическую и действительную потребляемую мощность, температуру аммиака на выходе из компрессора, расход воды на конденсатор при нагревании воды в нем на  $7^{\circ}\text{C}$ .

11.13. Аммиачный двухцилиндровый вертикальный компрессор одноступенчатого сжатия имеет диаметр цилиндров 150 мм, ход поршня 150 мм и чистоту вращения 400 об/мин. Вычислить холодопроизводительность этого компрессора при нормальных условиях, а также при рабочих условиях, когда испарение производится при  $p_{\text{абс}} = 2 \text{ кгс/см}^2$ , а конденсация при  $p_{\text{абс}} = 12 \text{ кгс/см}^2$ . Перед дросселированием производится переохлаждение жидкого аммиака на  $6^{\circ}\text{C}$ . Вычислить также действительную расходуемую мощность для рабочих условий.

11.14. В каскадной холодильной установке, работающей с фреоновым и этановым циклами (рис. 11.16), этан конденсируется при  $-14^{\circ}\text{C}$  под абсолютным давлением  $17 \text{ кгс/см}^2$ . Количество теплоты, передаваемой от конденсирующегося этана к кипящему фреону (хладону), составляет 23 260 Вт. Температура испарения фреона на  $5^{\circ}\text{C}$  ниже температуры конденсации этана. Конденсируется фреон при  $30^{\circ}\text{C}$ , переохлаждения жидкого фреона нет, цикл сухой. Определить степень сжатия фреона в компрессоре (отношение давления конденсации к давлению испарения) и расход воды в конденсаторе фреона при нагревании ее на  $8^{\circ}\text{C}$ .

11.15. Сжатый до  $p_{\text{абс}} = 10 \text{ МПа}$  воздух охлаждается в испарителе двухступенчатой аммиачной холодильной установки до температуры, на  $5^{\circ}\text{C}$  превышающей температуру испарения аммиака. После охлаждения сжатый воздух дросселируется до давления  $p_{\text{абс}} = 0,4 \text{ МПа}$ . Определить температуру воздуха после дросселирования, если аммиак испаряется под давлением  $p_{\text{абс}} = 0,042 \text{ МПа}$ .

11.16. Определить по диаграмме  $T-S$  интегральный джоуль-томсоновский эффект при дросселировании воздуха до  $1 \text{ кгс/см}^2$ : а) при начальной температуре воздуха  $15^\circ\text{C}$  и начальном давлении  $50 \text{ кгс/см}^2$ ; б) при начальной температуре воздуха  $-50^\circ\text{C}$  и начальном давлении  $50 \text{ кгс/см}^2$ ; в) при начальной температуре воздуха  $-50^\circ\text{C}$  и начальном давлении  $200 \text{ кгс/см}^2$ .

11.17. Определить затраты энергии на  $1 \text{ кг}$  жидкого воздуха, получаемого по простому регенеративному циклу, при следующих условиях: а) начальная температура воздуха  $15^\circ\text{C}$ , давление сжатия  $50 \text{ кгс/см}^2$ ; б) начальная температура  $15^\circ\text{C}$ , давление сжатия  $200 \text{ кгс/см}^2$ . Расширение в обоих случаях производится до  $1 \text{ кгс/см}^2$ . Потери холода от недорекуперации и в окружающую среду не учитывать.

11.18. Определить ожижаемую долю воздуха и расход энергии на  $1 \text{ кг}$  жидкого воздуха в простом регенеративном цикле при начальной температуре воздуха  $30^\circ\text{C}$  и давлении сжатия  $p_{\text{абс}} = 200 \text{ кгс/см}^2$ . Общие потери холода  $10,5 \text{ кДж}$  на  $1 \text{ кг}$  перерабатываемого воздуха.

11.19. Определить расход энергии на  $1 \text{ кг}$  жидкого воздуха при дросселировании воздуха с  $200$  до  $1 \text{ кгс/см}^2$  в цикле с предварительным аммиачным охлаждением до  $-50^\circ\text{C}$ . Удельная холодопроизводительность аммиачной холодильной установки  $4820 \text{ кДж}$  на  $1 \text{ кВт}\cdot\text{ч}$ . Потери холода от недорекуперации и в окружающую среду не учитывать. Начальная температура воздуха  $15^\circ\text{C}$ .

11.20. Определить ожижаемую долю воздуха и расход энергии на  $1 \text{ кг}$  жидкого воздуха в установке, работающей с циркуляцией воздуха под давлением. Давление сжатия  $p_{\text{абс}} = 200 \text{ кгс/см}^2$ ; промежуточное давление  $p_{\text{абс}} = 50 \text{ кгс/см}^2$ ; низкое давление  $1 \text{ кгс/см}^2$ ;  $M = 0,2$ ; начальная температура воздуха  $25^\circ\text{C}$ . Потери холода не учитывать.

11.21. Определить потребляемую мощность и количество жидкого воздуха, получаемого в цикле среднего давления с отдачей внешней работы, при переработке  $300 \text{ м}^3/\text{ч}$  воздуха (при  $0^\circ\text{C}$  и  $760 \text{ мм рт. ст.}$ ). Воздух сжимается до  $40 \text{ кгс/см}^2$ ; температура воздуха перед детандером  $-80^\circ\text{C}$ ; температура воздуха после компрессора (перед входом в теплообменник)  $30^\circ\text{C}$ ; доля воздуха, направляемого в детандер  $0,8$ . Определить также расход энергии на  $1 \text{ кг}$  жидкого воздуха. Общие потери холода принять в размере  $11,5 \text{ кДж}$  на  $1 \text{ кг}$  перерабатываемого воздуха.

11.22. Определить расход энергии на  $1 \text{ кг}$  жидкого воздуха в цикле высокого давления с отдачей внешней работы при сжатии воздуха до  $200 \text{ кгс/см}^2$  и давлении после детандера  $8 \text{ кгс/см}^2$ ;  $M = 0,5$ . Общие потери холода  $14,7 \text{ кДж}$  на  $1 \text{ кг}$  перерабатываемого воздуха. Начальная температура воздуха  $30^\circ\text{C}$ .

11.23. При испытании турбодетандера установлено, что воздух в нем расширяется от  $4$  до  $1,2 \text{ кгс/см}^2$ , причем от турбодетандера отводилась мощность в  $4 \text{ кВт}$  и через него проходило  $650 \text{ кг/ч}$ .

Определить термодинамический к. п. д. турбодетандера. Сжатый воздух поступал в турбодетандер при 114 К.

11.24. Определить расход энергии на 1 кг жидкого воздуха в цикле низкого давления с турбодетандером, если известно, что компрессором сжимается  $6000 \text{ м}^3/\text{ч}$  воздуха (при нормальных условиях) до  $p_{\text{абс}} = 7 \text{ кгс}/\text{см}^2$ . Турбодетандер отдает мощность 55 кВт. Потери от недорекуперации и в окружающую среду составляют 6,3 кДж на  $1 \text{ м}^3$  сжимаемого воздуха (при нормальных условиях). Для компрессора изотермический к. п. д. принять равным 0,7. Воздух поступает в установку при  $35^\circ\text{C}$ . В турбодетандер направляется 80% перерабатываемого воздуха. Коэффициент испарения  $a = 1,25$ .

11.25. Сколько кубических метров воздуха необходимо переработать для получения  $200 \text{ м}^3$  кислорода 99% чистоты, если отбросный азот содержит 10% кислорода?

11.26. По практическим данным, потери холода составляют 335 кДж с  $1 \text{ м}^2$  наружной поверхности кожуха теплоизолирующего цилиндрического бака, заполненного жидким метаном. Внутренние размеры бака:  $D = H = 1,1 \text{ м}$ . Бак окружен со всех сторон изоляцией толщиной 300 мм. Определить время испарения всей жидкости, если вначале бак был залит полностью. Плотность жидкого метана  $415 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

11.27. Определить затрату энергии при получении 1 кг жидкого метана по простому регенеративному циклу. Метан сжимается до давления  $150 \text{ кгс}/\text{см}^2$ . Температура метана после компрессора 300 К. Диаграмму  $T-S$  для метана см. [11.8].

11.28. Определить расход энергии при получении 1 кг жидкого метана в цикле с предварительным аммиачным охлаждением до  $-45^\circ\text{C}$  при давлении сжатия метана  $150 \text{ кгс}/\text{см}^2$ . Удельная холодопроизводительность аммиачной холодильной установки  $4820 \text{ кДж}/(\text{кВт}\cdot\text{ч})$ .

11.29. В установке для получения газообразного кислорода, работающей по циклу среднего давления с отдачей внешней работы, давление поступающего воздуха  $20 \text{ кгс}/\text{см}^2$ . Недорекуперация составляет  $8^\circ\text{C}$ , потери холода в окружающую среду 8,38 кДж на  $1 \text{ м}^3$  перерабатываемого воздуха. В детандере воздух расширяется от  $20 \text{ кгс}/\text{см}^2$  (при 140 К) до  $6 \text{ кгс}/\text{см}^2$ , к. п. д. детандера 0,65. Определить долю воздуха, направляемого в детандер, пренебрегая эффектом дросселирования воздуха от 6 до  $1 \text{ кгс}/\text{см}^2$ .

# ОТВЕТЫ НА КОНТРОЛЬНЫЕ ЗАДАЧИ

## Глава 1. Основы гидравлики

- 1.1.  $M = 15,8$ ;  $\rho = 0,616$  кг/м<sup>3</sup>.
- 1.2. 4,43 кг/м<sup>3</sup>.
- 1.3. 7,3% CO<sub>2</sub>; 69,2% N<sub>2</sub>; 23,5% H<sub>2</sub>O.
- 1.4.  $0,995 \cdot 10^5$  Па.
- 1.5. а) 1,8 м; б) 1,1 м.
- 1.6. 6 болтов;  $0,716 \cdot 10^5$  Па или 0,73 кгс/см<sup>2</sup>.
- 1.7.  $3,31 \cdot 10^4$  Н.
- 1.8.  $0,33 \cdot 10^{-4}$  м<sup>2</sup>/с.
- 1.9.  $1,5 \cdot 10^{-6}$  Па·с.
- 1.10. 0,07 П = 0,007 Па·с.
- 1.11. 0,72 м/с.
- 1.12.  $\omega_{вх} = 13,1$  м/с;  $\omega_{вых} = 10,1$  м/с.
- 1.13.  $\omega_{ж} = 2,0$  м/с;  $\omega_{г} = 10,4$  м/с.
- 1.14. 73 мм.
- 1.16. 0,105 м.
- 1.17. Переходный режим.
- 1.18. а) Переходный режим; б) ламинарный режим.
- 1.19. 0,056 м/с.
- 1.20. 2840 кг/ч.
- 1.21.  $\tau = 1$  ч 13 мин;  $\alpha = 0,632$ .
- 1.22. 0,06 м<sup>3</sup>/с.
- 1.23.  $\omega = 0,47$  м/с;  $G = 47\ 800$  кг/ч.
- 1.24. 280 кг/ч.
- 1.25.  $2,88 \cdot 10^4$  Па.
- 1.26.  $1,37 \cdot 10^4$  Па ( $e = 0,01$  мм).
- 1.27. 520 Па ( $e = 0,8$  мм).
- 1.28.  $1,15 \cdot 10^4$  Па ( $e = 0,2$  мм).
- 1.29. а) Уменьшится в 10 раз; б) изменится в  $\frac{\lambda_1 T_1}{\lambda_0 T_0}$  раз.
- 1.30. 56,5 м<sup>3</sup>/ч.
- 1.31. 50 мм.
- 1.32. а) Увеличится в 16 раз; б) увеличится в 32 раза.
- 1.33. 7,1 м.
- 1.34. 5,9 л/мин.
- 1.35. 1,51 кВт.
- 1.36. 821 Па.
- 1.37. Для толуола 15,6 Па; для воды 513 Па.
- 1.39. Масштаб 1 : 13,6;  $\omega = 0,271$  м/с.
- 1.40. 1,43 кВт.
- 1.41. Увеличится в 8 раз.
- 1.42. 4,0 кВт.
- 1.43. 10,2 кВт.
- 1.44. 4,7 кВт.
- 1.45.  $\Delta p = 3360$  Па,  $N = 0,35$  кВт.
- 1.46.  $\omega = 1,7$  м/с;  $\lambda = 0,0255$ .
- 1.47.  $4,79 \cdot 10^{-2}$  кг/с; режим ламинарный.
- 1.49. 21 м<sup>3</sup>/ч.
- 1.50. Зимой  $1,71 \cdot 10^4$  кг/ч; летом  $1,46 \cdot 10^4$  кг/ч.
- 1.51. 776 Па или 79 мм вод. ст.
- 1.52.  $36,7 \cdot 10^4$  Па или 3,74 кгс/см<sup>2</sup>.
- 1.53. 4,84 м.
- 1.54. 354 Па.

## Глава 2. Насосы. Вентилиторы. Компрессоры

- 2.1. 15,6 м.
- 2.2. 467 м.
- 2.3. 0,69.
- 2.4. 18,3 кВт.
- 2.5. 43 °С.
- 2.6. 0,037 м<sup>3</sup>/с; большой плунжер 0,0184 м<sup>3</sup>/с; малый плунжер 0,0186 м<sup>3</sup>/с.
- 2.7. 0,89.
- 2.8. Не более 2,2 м.
- 2.9. 1,86 кВт.
- 2.10.  $\eta = 0,59$ ;  $Q = 71,2$  м<sup>3</sup>/ч;  $H = 68$  м;  $N = 22,4$  кВт.
- 2.11.  $Q_1 = 0,4$  м<sup>3</sup>/мин;  $Q_2 = 0,3$  м<sup>3</sup>/мин.
- 2.12. 0,257 м<sup>3</sup>/мин.
- 2.13. 18,2 м<sup>3</sup>/ч.
- 2.14. 4,2 кВт.
- 2.15.  $\eta = 0,48$ ;  $Q = 4170$  м<sup>3</sup>/ч;  $\Delta p = 734$  Па;  $N = 1,77$  кВт.
- 2.16. 940 м<sup>3</sup>/ч.
- 2.17. 1650 м<sup>3</sup>/ч.
- 2.18. 1800 об/мин.
- 2.19. 117 °С; 118 кДж/кг.
- 2.20. 4,6 кВт.
- 2.21. 0,89.
- 2.22. 3,25 м<sup>3</sup>/мин; 13,0 кВт.
- 2.23. 5,46 м<sup>3</sup>/мин; 13,2 кВт.
- 2.24.  $20,3 \cdot 10^5$  Па или 20,7 кгс/см<sup>2</sup>.
- 2.25.  $3,62 \cdot 10^5$  Па или 3,69 кгс/см<sup>2</sup> — воздух;  $9,20 \cdot 10^5$  Па или 9,37 кгс/см<sup>2</sup> — этил.
- 2.26. Одноступенчатое сжатие: 261 кДж/кг; двухступенчатое сжатие: 220 кДж/кг.
- 2.27. 4 ступени.
- 2.28. Одноступенчатое сжатие:  $4,28 \cdot 10^8$  кДж/кг; двухступенчатое сжатие:  $3,54 \cdot 10^8$  кДж/кг.
- 2.29. 10,7 м<sup>3</sup>/ч (при нормальных условиях).
- 2.30. Двухступенчатое сжатие:  $N = 83,2$  кВт, расход воды 4,13 м<sup>3</sup>/ч; трехступенчатое сжатие:  $N = 80$  кВт, расход воды 3,96 м<sup>3</sup>/ч.

## Глава 3. Гидромеханические методы разделения. Перемешивание в жидкой среде

- 3.1. а)  $d_2/d_1 = 1,73$ ; б)  $d_2/d_1 = 2,06$ .
- 3.2. а)  $\omega_{00} = 7,65 \cdot 10^{-5}$  м/с; б) при 15 °С  $\omega_{00} = 7,86 \cdot 10^{-3}$  м/с, при 500 °С  $\omega_{00} = 3,93 \cdot 10^{-3}$  м/с.
- 3.3. 16,8 м/с.
- 3.4. 7,63 м/с.
- 3.5. 226 мм.
- 3.6. 11,4 мкм.
- 3.8. 5,14 м.
- 3.9. В  $\sim 2$  раза.
- 3.10. ЦН-15;  $\Delta p = 808$  Па или 82,4 мм рт. ст.
- 3.12. 1070 кг/м<sup>3</sup>.
- 3.13. а) 0,08 м/с; б) 0,11 м/с.
- 3.14. 0,93 мм.
- 3.15. 2990 кг.
- 3.16. 4200 кг.
- 3.17. 1 ч 36 мин.
- 3.18. 2 ч.
- 3.19. 1 ч. 20 мин.
- 3.20. 58,5 мин.
- 3.21. 110 см<sup>3</sup>/дм<sup>3</sup>.
- 3.24. Центрифуга периодического действия вертикальной подвесной конструкции.
- 3.25. Сверхцентрифуга.



- 3.26.**  $1,375 \cdot 10^4$  Па или  $1,40$  кгс/см<sup>2</sup>.  
**3.27.**  $\sim 600$  об/мин.  
**3.28.** а)  $1,04$  м; б)  $0,082$  м.  
**3.30.** В  $200$  раз.  
**3.31.**  $1$  мин  $18$  с.  
**3.32.**  $4,8$  кВт.  
**3.33.**  $3$  центрифуги.  
**3.34.** Увеличится не более чем на  $100\%$ .  
**3.35.**  $6,53$  м<sup>3</sup>/ч.  
**3.36.** В  $27$  раз.  
**3.37.**  $5,07$  м<sup>3</sup>/ч.  
**3.38.**  $6,15$  мкм.  
**3.39.**  $0,28$  м/с;  $2279$  Па.  
**3.40.**  $0,48$ ;  $462$  мм.  
**3.41.**  $1,3$  мм;  $50\%$ .  
**3.42.**  $137$  Вт.  
**3.43.**  $240$  об/мин.  
**3.44.** Увеличится в  $1,3$  раза.  
**3.45.**  $0,58$  м.

#### Глава 4. Теплопередача в химической аппаратуре

- 4.1.** Увеличится в  $10$  раз.  
**4.2.**  $1,75$  кДж.  
**4.3.**  $136$  кДж/ч.  
**4.4.** Увеличится на  $\sim 23\%$ .  
**4.5.**  $217$  °С.  
**4.6.**  $0,14$  Вт/(м·К);  $0,017$  Вт/(м·К);  $0,48$  Вт/(м·К).  
**4.7.**  $285$  кг/ч;  $259$  кг/ч;  $2820$  кг/ч.  
**4.8.**  $94,7$  °С.  
**4.9.**  $92$  кВт.  
**4.10.**  $582$  кг/ч.  
**4.11.**  $63,8$  Вт/м<sup>2</sup>.  
**4.12.** а) Не изменится; б) увеличится на  $9\%$ .  
**4.13.** а) От  $52,55$  до  $50,28$  Вт/(м<sup>2</sup>·К); б) от  $1960$  до  $730$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.14.**  $28,7$  кВт/м<sup>2</sup>.  
**4.15.** Прямоток  $36,7$  °С; противоток  $50,5$  °С.  
**4.16.**  $38,4$  °С.  
**4.17.**  $4,21$  м<sup>3</sup>/ч.  
**4.18.** Поверхность имеющегося теплообменника недостаточна.  
**4.19.**  $9,38$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.20.**  $2140$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.21.**  $3,1$  м<sup>2</sup>;  $560$  кг/ч.  
**4.22.** а) Расход воды:  $39,8$  м<sup>3</sup>/ч;  $F = 18$  м<sup>2</sup>;  
 б) расход воздуха:  $112\ 000$  м<sup>3</sup>/ч (при нормальных условиях);  $F = 341$  м<sup>2</sup>.  
**4.23.**  $112$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.24.**  $1510$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.25.**  $3890$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.26.**  $92$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.27.** 1)  $42,3$  Вт/(м<sup>2</sup>·К); 2)  $72,3$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.28.** Увеличится в  $1,94$  раза.  
**4.29.**  $1100$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.30.**  $266$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.31.**  $268$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.32.**  $266$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.33.**  $156$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.34.**  $117$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.35.**  $141$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.36.**  $287$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.37.**  $113,8$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
**4.38.**  $4140$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).

- 4.39. 3080 Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
 4.40. 2340 Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
 4.41. 1017 Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
 4.42. 1660 Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
 4.43. 5035 Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
 4.44. 98 м<sup>2</sup>.  
 4.45. 66 м<sup>2</sup>.  
 4.46. 3,61 м; 284,5 кг/ч.  
 4.47. 40 м; 1512 кг/ч.  
 4.48. а) 309 Вт/(м<sup>2</sup>·К); б) 300 Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
 4.49. 215 Вт/(м<sup>2</sup>·К).  
 4.50. 772 кг/сут.  
 4.51. Уменьшится в 9,7 раз.  
 4.52. 166 мм.  
 4.53. 127 Вт/м<sup>2</sup>.

#### Глава 5. Выпаривание. Кристаллизация

- 5.1. 1. а) 1,184 кг/кг; б) 1,023 кг/кг; II. а) 1,152 кг/кг; б) 1,067 кг/кг.  
 5.2. 0,141 кг/с.  
 5.3. Уменьшится на 37,5%.  
 5.4. 3,47·10<sup>9</sup> Па или 3,54 кгс/см<sup>2</sup>.  
 5.5. 1100 кг.  
 5.6.  $W = 530$  кг;  $V = 0,56$  м<sup>3</sup>.  
 5.7. 80 кВт.  
 5.8. 1995 Дж/(кг·К).  
 5.9.  $c = 2768$  Дж/(кг·К);  $G_{г.п} = 189$  кг.  
 5.10.  $x = 33\%$ ;  $G_{г.п} = 2530$  кг/ч.  
 5.11. 2,1 мм.  
 5.12. а) 173 кВт; б) 0,026 кВт.  
 5.13. а) 1430 кг/ч; б) 980 кг/ч; в) 3,8 м<sup>2</sup>.  
 5.14.  $r = 305$  кДж/кг;  $c = 2080$  Дж/(кг·К).  
 5.15.  $r = 2030$  кДж/кг;  $c = 2810$  Дж/(кг·К).  
 5.16.  $t_{кип} = 82$  °С;  $r = 244$  кДж/кг.  
 5.17. 18,1 кПа или 136,1 мм рт. ст.  
 5.18. 81,5 °С.  
 5.19. 149 м<sup>2</sup>.  
 5.20.  $\rho_0 = 0,317$  кгс/см<sup>2</sup>.  
 5.21. 42 м<sup>2</sup>; 2150 кг/с.  
 5.22. Увеличится в 2 раза.  
 5.23. 932 кг/ч.  
 5.24. 85 м<sup>2</sup>; 1494 кг/ч.  
 5.25. а) 35 м<sup>3</sup>/ч; б) 32 м<sup>3</sup>/ч.  
 5.26.  $G_{нач} = 1640$  кг/ч;  $G_{кон} = 560$  кг/ч.  
 5.27. 35 °С.  
 5.28. 11,8% (масс.); 18,0% (масс.); 43% (масс.).  
 5.29. 4 корнуса.  
 5.30. 13,5 кг/ч, т. е. 4,04% от общего количества воды, испарившейся во втором корнусе.  
 5.31. 25,9%.  
 5.32.  $x_{нач} = 11,3\%$  (масс.);  $\Delta t = 20,7$  К.  
 5.33. 88 кг/ч.  
 5.34. 129 кг/ч; 56 кВт.  
 5.35. 15 °С.  
 5.36. 1,3 т.  
 5.37.  $F = 23$  м<sup>2</sup>;  $G_B = 8630$  кг/ч.

#### Глава 6. Основы массопередачи. Абсорбция

- 6.1.  $\rho_{см} = 1050$  кг/м<sup>3</sup>;  $\bar{X} = 1,333$  кг нитробензола/кг бензола;  $C_x = 4,86$  кмс нитробензола/м<sup>3</sup> смеси.  
 6.2. 1143 кг/м<sup>3</sup>.

- 6.3. 1,59 кг спирта/кг воздуха;  $\rho_{см} = 1,08 \text{ кг/м}^3$ .
- 6.4. 0,634 кг/м<sup>3</sup> водорода; 11,59 кг/м<sup>3</sup> метана; 4,740 кг/м<sup>3</sup> этилена.
- 6.6.  $\Delta C_y = 5,15 \cdot 10^{-3}$  кмоль C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>/м<sup>3</sup> газа;  $\Delta \bar{C}_y = 0,1340$  кг C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>/м<sup>3</sup> газа;  $\Delta C_x = 5,26 \cdot 10^{-3}$  кмоль C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>/м<sup>3</sup> жидкости;  $\Delta \bar{C}_x = 0,1369$  кг C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>/м<sup>3</sup> жидкости.
- 6.7.  $\Delta x = 0,08$  кмоль хлороформа/кмоль смеси;  $\Delta y = 0,10$  кмоль хлороформа/кмоль смеси.
- 6.8. а) 13,8% (масс.); б) 42,5%.
- 6.9. а) 40,5%; б) 85%.
- 6.11. 0,00122 кмоль/(м<sup>2</sup>·ч·кПа).
- 6.12.  $\Delta Y_{ср} = 0,02$  кмоль бензола/кмоль инертного газа;  $n_{oy} = 1,6$ .
- 6.13.  $L = 175\,000$  кг/ч;  $n_{oy} = 6,02$ .  $\Delta \rho_{ср} = 5,67$  мм рт. ст.
- 6.14.  $L = 1475$  кг/ч;  $H_N = 7,2$  м.
- 6.15.  $L = 760$  кг/ч;  $H_N = 1,93$  м;  $n_{oy} = 4,68$ .
- 6.17. 0,038 м/с.
- 6.18.  $2,16 \cdot 10^{-6}$  м/с.
- 6.19. 0,0285 м/с.
- 6.20.  $D = 2,15$  м;  $H_T = 5,4$  м.
- 6.21.  $H_N = 5,1$  м;  $K_y = 0,0132$  кг аммиака /  $\left( \text{м}^2 \cdot \text{с} \frac{\text{кг аммиака}}{\text{кг воздуха}} \right)$ .
- 6.22. 5,1 м.
- 6.23.  $L = 12,3$  т/ч;  $X_N = 0,0611$  кмоль бензола/кмоль масла;  $D = 1,59$  м;  $H_N = 7,02$  м;  $H_T = 4,0$  м.
- 6.24. 30 м<sup>3</sup>/ч.
- 6.25.  $D = 1,03$  м;  $X_N = 0,149$  кмоль бензола/кмоль поглотителя.

### Глава 7. Перегонка и ректификация

- 7.1. а) 99 °С; 10,2% (масс.) крезоло, 89,8% (масс.) воды; 1,85% (об.) крезоло, 14 мм рт. ст.; б) 74 °С; 7,25% (масс.) крезоло, 92,75% (масс.) воды; 1,29% (об.) крезоло, 3,9 мм рт. ст.
- 7.2. а) 94 кг; б) 31,3 кг.
- 7.3.  $x_б = 0,408$ ;  $\Pi = 962$  мм рт. ст. или 128,3 кПа.
- 7.4. а)  $x = 0,675$ ;  $y^* = 0,90$ ; б) при 50 °С давление не может превышать 400 мм рт. ст.
- 7.6. 4,2% (мол.) воды; 13% (мол.) уксусной кислоты; 82,8% (мол.) ацетона.
- 7.7. 465 кг; 43,8% (масс.) бензола.
- 7.8.  $W = 22,6$  кг;  $D = 2577,4$  кг;  $\bar{x}_D = 73,6\%$ .
- 7.9. 608 кмоль/ч.
- 7.11. 12,1% (масс.).
- 7.12. 0,897.
- 7.13. 7,2% (масс.); 13 000 кг/ч.
- 7.14.  $G_D = 17\,150$  кг/ч;  $G_W = 64\,700$  кг/ч;  $G_V = 68\,400$  кг/ч.
- 7.15. 25,4% (масс.); 4330 кг/ч.
- 7.16. 68,4% (мол.).
- 7.17. 74,4% (мол.); 80,3% (мол.).
- 7.18. а) 76,7% (мол.); б) 17,96% (мол.).
- 7.19.  $n_с = 9$ ; 720 кг/ч.
- 7.20. 7,1% (масс.);  $G_V = 4400$  кг/ч;  $G_{\text{воды}} = 97\,100$  кг/ч.
- 7.21. 59,2 м<sup>2</sup>; 2170 кг/ч.
- 7.22. В дефлегматоре: 4700 кДж/кг; в кубе: 5787 кДж/кг.
- 7.23. 3,21; 83 т/ч.
- 7.24. 9,4 м<sup>2</sup>; 10,75 т/ч.
- 7.25.  $n_T = 17$ .
- 7.26. 190 кг/ч.
- 7.27. а)  $G_D = 1760$  кг/ч;  $G_W = 4240$  кг/ч; б)  $\rho = 328$  мм рт. ст.; в)  $n_T = 13$ ; г)  $G_{Г,П} = 1435$  кг/ч;  $G_N = 46,5$  т/ч.
- 7.28.  $D = 800$  мм;  $H_{Т.ч} = 3300$  мм.

## Глава 8. Экстрагирование

- 8.2.  $x_{A_1} = 62,2$ ;  $x_{B_1} = 24,8$ ;  $x_{A_2} = 18,9$ ;  $x_{B_2} = 25,1\%$  (масс.); 1,74 кг.
- 8.3.  $G_{E_1} = 1940$ ;  $G'_{E_1} = 180$  кг;  $x_{E_1} \approx 55\%$  (масс.) (после удаления растворителя);  
 $G_{E_2} = 1735$ ;  $G'_{E_2} = 99$  кг;  $x_{E_2} = 35\%$  (масс.) (после удаления растворителя);  
 $G_{R_2} = 915$ ;  $G'_{R_2} = 850$  кг;  $x_{R_2} = 4\%$  (масс.) (после удаления растворителя).
- 8.4.  $G_s = 1334$  кг/ч;  $n_o = 4$ .
- 8.5.  $n_o = 3$ ;  $x_E = 4$  г/л; 1,2 г/л; 0,6 г/л.
- 8.6.  $G_{S_{\text{мин}}} = 99$  кг;  $n_o = 8$ .
- 8.7. 63% (масс.); 70% (масс.).
- 8.8. 38,9 кг; 256 кг.
- 8.9. 77,8 кг; 450 кг;  $n_o = 7$ .
- 8.10. Экстракт 58% (масс.); рафинат  $\sim 0\%$ ;  $n_{o_{\text{мин}}} = 11$ .
- 8.11.  $n_o = 18$ ;  $G_{s_o} = 1718$  кг;  $G_{s_0} = 1734$  кг.
- 8.12. а) 7,7 кг; б) 99,6%; в) 24,9% (масс.).
- 8.13.  $n_o = 2$ .
- 8.14.  $n_o = 6$ .
- 8.15. а) 0,1 т или 2%; б) 28,8 т; в) I — 10%, II — 7,9%, III — 6,1%, IV — 4,7%, V — 3,6%.
- 8.16. 565 кг;  $n_o = 3$ .

## Глава 9. Адсорбция

- 9.1. 1430 кг; 2,55 м; 1 ч 22 мин.
- 9.2.  $\tau = 225$  мин;  $\tau_o = 65$  мин.
- 9.4.  $u = 0,08$  м/с;  $H_o = 0,4$  м.
- 9.5.  $q = 228$  кДж/кг угля;  $Q = 1,21 \cdot 10^6$  кДж.
- 9.6.  $2,94 \cdot 10^{-5}$  м/с.

## Глава 10. Сушка

- 10.1. В 33 раза.
- 10.2.  $x = 0,060$  кг/кг;  $I = 209$  кДж/кг;  $t_m = 43^\circ\text{C}$ ;  $t_p = 42^\circ\text{C}$ .
- 10.3.  $x = 0,020$  кг/кг;  $I = 105$  кДж/кг;  $t_p = 24^\circ\text{C}$ ;  $\varphi = 0,25$ ;  $p_{\text{п}} = 23$  мм рт. ст.
- 10.4.  $x = 0,069$  кг/кг;  $\varphi = 0,8$ .
- 10.5. а) 0,0159 кг/кг; б) 0,231 кг/кг; в) 0,0154 кг/кг.
- 10.6.  $l_B = 36,4$  кг/кг;  $q_B = 4350$  кДж/кг;  $l_{\text{л}} = 47,6$  кг/кг;  $q_{\text{л}} = 3710$  кДж/кг.
- 10.7.  $p = 372,5$  мм рт. ст.;  $p_{\text{возд}} = 372,5$  мм рт. ст.;  $x = 0,622$  кг/кг.
- 10.8.  $x = 0,083$  кг/кг;  $p_B = 6,173$  кгс/см<sup>2</sup> или  $6,06 \cdot 10^6$  Па;  $\rho = 5,68$  кг/м<sup>3</sup>.
- 10.9. 4,6 кг/ч; 43,5 кг/кг.
- 10.10.  $p_{\text{п}} = 2,755$  кгс/см<sup>2</sup> или 270,3 кПа;  $\rho = 5,05$  кг/м<sup>3</sup>;  $x = 0,404$  кг/кг.
- 10.11. 3230 м<sup>3</sup> влажного воздуха/ч.
- 10.12. 25°C.
- 10.13. 9700 кг/ч; 566 кВт.
- 10.14. 47 200 кг/ч; 910 кВт.
- 10.15. 71,3%.
- 10.16. 35,8°C.
- 10.17. 7,4 кПа или 56 мм рт. ст.; 7,4%.
- 10.18. 16,5 ч.
- 10.19. 5,81 м<sup>2</sup>.
- 10.20. 33°C; 0,39.
- 10.21. 38°C.
- 10.22.  $L = 20\ 800$  кг/ч;  $G_{\text{г. п}} = 950$  кг/ч.
- 10.23. 320 кг/ч; 132 м<sup>2</sup>.
- 10.24.  $L = 1710$  кг/ч;  $G_B = 1315$  кг/ч;  $p_{\text{п}} = 30$  мм рт. ст.; 3,95%.
- 10.25.  $\vartheta = 38^\circ\text{C}$ ,  $t_a = 53^\circ\text{C}$ ,  $x_2 = 0,035$  кг/кг.

- 10.26. 127 °С.  
 10.27.  $L = 7400$  кг/ч;  $G_{г.п} = 590$  кг/ч;  $P_{абс} = 8$  кгс/см<sup>2</sup>.  
 10.28.  $L = 16\,200$  кг/ч;  $G_{г.п} = 960$  кг/ч.  
 10.29. 34 Вт/(м<sup>2</sup>·К); 156 кг/ч.  
 10.30. 868 м<sup>2</sup>; 1865 кг/ч.  
 10.31. а) 2545 кДж/кг; б) 3685 кДж/кг.  
 10.32. 150 м<sup>2</sup>; 401 кг/ч.  
 10.33.  $L = 6840$  кг/ч;  $G_{г.п} = 565$  кг/ч;  $P_{абс} = 10$  кгс/см<sup>2</sup>;  $F = 135$  м<sup>2</sup>.  
 10.34.  $G_{кон} = 423$  кг/ч;  $F = 70$  м<sup>2</sup>; доля возвращаемого отработанного воздуха 60,8%.

### Глава 11. Умеренное и глубокое охлаждение

- 11.1.  $\varepsilon = 8,22$ ;  $N = 0,78$  кВт.  
 11.2.  $L = 1042$  кВт;  $G_{в} = 0,31$  кг/с.  
 11.3. а)  $q_0 = 1110$  кДж/кг;  $\varepsilon = 4,84$ ; б)  $q_0 = 119,6$  кДж/кг;  $\varepsilon = 1,96$ ; в)  $q_0 = 118,5$  кДж/кг;  $\varepsilon = 4,87$ .  
 11.4. 1,89.  
 11.5. а) 5,06; б) 4,38; в) 4,16; г) 4,27.  
 11.6. а) 5,06; б) 4,50; в) 4,00; г) 4,13.  
 11.7.  $Q_0 = 116,5$  кВт;  $\varepsilon = 4,96$ .  
 11.8. 99,5 м<sup>3</sup>/ч.  
 11.9. 5,82 кВт.  
 11.10. 1098 кВт.  
 11.11. 3,08; 37,8 кВт.  
 11.12.  $p_{н} = 1166,9$  кПа или 11,895 кгс/см<sup>2</sup>;  $p_{ж} = 206,4$  кПа или 2,41 кгс/см<sup>2</sup>;  $\varepsilon = 4,94$ ;  $V = 189$  м<sup>3</sup>/ч;  $N_{теор} = 23,6$  кВт;  $N = 36,3$  кВт;  $t = 97$  °С;  $V_{в} = 14,3$  м<sup>3</sup>/ч.  
 11.13.  $Q_0 = 85\,950$  Вт;  $Q' = 53\,730$  Вт;  $N = 23,2$  кВт.  
 11.14.  $\rho/\rho_0 = 4,75$ ;  $G_{в} = 3125$  кг/ч.  
 11.15. -82 °С.  
 11.16. а) 11 °С; б) 73 °С.  
 11.17. а) 4,92 кВт·ч/кг; б) 2,10 кВт·ч/кг.  
 11.18. 0,0545 кг/кг, расход энергии на 1 кг жидкого воздуха 4 кВт·ч/кг.  
 11.19. 1,084 кВт ч/кг.  
 11.20. 0,066 кг/кг; расход энергии на 1 кг жидкого воздуха 1,31 кВт·ч/кг.  
 11.21.  $N = 46,7$  кВт;  $G_{ж} = 46,6$  кг/ч, расход энергии на 1 кг жидкого воздуха ~1 кВт ч/кг.  
 11.22. 1,07 кВт·ч/кг.  
 11.23. 0,69  
 11.24. 0,995 кВт ч/кг.  
 11.25. 1618 м<sup>3</sup>.  
 11.26. 113 ч.  
 11.27. 2,2 кВт·ч/кг.  
 11.28. 1,15 кВт·ч/кг.  
 11.29. 0,67.

## Общая

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд., пер. и доп. — М.: Химия, 1973. 754 с.
2. Пляновский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. 3-е изд., пер. и доп. — М.: Химия, 1987. 540 с.
3. Циборовский Я. Основы процессов химической технологии/Пер. с польск.; Под ред. П. Г. Романкова. — М.: Химия, 1967. 719 с.
4. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Кн. 1, 2 — М.: Химия, 1981. 812 с.
5. Берд Р., В. Стьюарт, Е. Лайтфут. Явления переноса/Пер. с англ.; Под ред. Н. М. Жаворонкова и В. А. Малюсова. — М.: Химия, 1974. 687 с.
6. Гухман А. А. Введение в теорию подобия. 2-е изд., пер. и доп. — М.: Высшая школа, 1973. 295 с.
7. Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. 4-е изд., пер. и доп. — М.: Химия, 1985. 443 с.
8. Бояринов А. И., Кафаров В. В. Методы оптимизации в химической технологии — М.: Химия, 1975. 575 с.
9. Кафаров В. В. и др. Принципы математического моделирования химико-технологических систем/В. В. Кафаров, В. Л. Перов, В. П. Мешалкин. — М.: Химия, 1974. 344 с.
10. Кафаров В. В., Дорохов И. Н. Системный анализ процессов химической технологии = Основы стратегии. — М.: Наука, 1976. 500 с.
11. Протодьяконов И. О. и др. Явления переноса в процессах химической технологии/И. О. Протодьяконов, Н. А. Марцулевич, А. В. Марков. — Л.: Химия, 1982. 272 с.
12. Протодьяконов И. О., Богданов С. Р. Статистическая теория переноса в процессах химической технологии. — Л.: Химия, 1983. 420 с.
13. Справочник химика/Под ред. Б. Н. Никольского. Т. V. 2-е изд. — М.; Л.: Химия, 1966. С. 354—804
14. Перри Дж. Справочник инженера-химика/Пер. с англ.; Под ред. Н. М. Жаворонкова, П. Г. Романкова. Т. 1, 2. — Л.: Химия, 1969. С. 504, 640.
15. Левиншильд О. Инженерное оформление химических процессов/Пер. с англ.; Под ред. и с доп. М. Г. Слинько. — М.: Химия, 1969. 624 с.
16. Беннет К. О., Майерс Дж. Е. Гидродинамика, теплообмен и массообмен/Пер. с англ.; Под ред. Н. И. Гельперина, И. А. Чарного. — М.: Недра, 1966. 726 с.
17. Бенедик П., Ласло А. Научные основы химической технологии/Пер. с венг.; Под ред. П. Г. Романкова, М. И. Курочкиной. — Л.: Химия, 1970. 376 с.
18. Мухленов И. П. Общая химическая технология. Т. 1, 2. 4-е изд. — М.: Высшая школа, 1984. 256 + 263 с.
19. Основы химической технологии/И. П. Мухленов, А. Е. Горштейн, Е. С. Турмаркина, В. Д. Тамбовцева. 3-е изд. — М.: Высшая школа, 1983. 335 с.
20. Кутепов А. М. и др. Общая химическая технология/А. М. Кутепов, Т. И. Бондарева, М. Г. Беренгартеи. — М.: Высшая школа, 1985. 448 с.
21. Романков П. Г., Носков А. А. Сборник расчетных диаграмм по курсу процессов и аппаратов химической технологии. 2-е изд., испр. — Л.: Химия, 1977. 24 с.
22. Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии/Под ред. П. Г. Романкова. 5-е изд., пер. — Л.: Химия, 1979. 256 с.
23. Яблонский П. А., Озгорова Н. В. Проектирование тепло- и массообменной аппаратуры химической промышленности/Под ред. П. Г. Романкова. — Л.: РИС ЛТИ им. Лепسوвета, 1984. 34 с.

24. *Лащинский А. А., Толчинский А. Р.* Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. — Л.: Машиностроение, 1970. 752 с.
25. *Машины и аппараты химических производств/И. И. Чернобыльский, А. Г. Бондарь, Б. А. Гаевский и др.; Под ред. И. И. Чернобыльского.* 3-е изд., пер. и доп. — М.: Машиностроение, 1975. 456 с.
26. *Стабников В. Н. и др.* Процессы и аппараты пищевых производств/В. Н. Стабников, В. М. Лысянский, В. Д. Попов. 4-е изд., пер. и доп. — М.: Агропромиздат, 1985. 510 с.
27. *Машины и аппараты химических производств=Примеры и задачи/И. В. Доманский, В. П. Исаков, Г. М. Островский, А. С. Решанов, В. Н. Соколов; Под ред. В. Н. Соколова.* — Л.: Машиностроение, 1982. 384 с.
28. *Соколов В. Н., Доманский И. В.* Газожидкостные реакторы. — Л.: Машиностроение, 1976. 214 с.
29. *Стабников В. Н., Баранцев В. И.* Процессы и аппараты пищевых производств. 3-е изд. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1983. 328 с.
30. *Смирнов Н. Н., Волжинский А. И.* Химические реакторы в примерах и задачах/Под ред. П. Г. Романкова. 2-е изд. — Л.: Химия, 1986. 224 с.
31. *Смирнов Н. Н. и др.* Расчет и моделирование ионообменных реакторов/Н. Н. Смирнов, А. И. Волжинский, В. А. Константинов. — Л.: Химия, 1987. 223 с.
32. *Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств=Примеры и задачи/М. Ф. Михалев, Н. П. Третьяков, А. И. Мильченко, В. В. Зобнин; Под ред. М. Ф. Михалева.* — Л.: Машиностроение, 1984. 300 с.
33. *Дытнерский Ю. И.* Основные процессы и аппараты химической технологии; Пособие по курсовому проектированию. — М.: Химия, 1933. 272 с.
34. *Романков П. Г., Курочкина М. И.* Расчетные диаграммы и номограммы по курсу «Процессы и аппараты химической промышленности». — Л.: Химия, 1985. 56 с.
35. *Ходаков Г. С.* Физика измельчения. — М.: Наука, 1972. 307 с.
36. *Бороудя В. А., Гулало Ю. П.* Математические модели химических реакторов с кипящим слоем/Под ред. С. С. Забродского, Ю. С. Рязанцева. — М.: Наука и техника, 1976. 208 с.
37. *Еленков Д.* Процеси и апарати в химическата промишленост. — София: Державно издателство Техника 1962. 513 с.
38. *Bratu Em. A.* Operatii si utilaje in industria chimică. V. 1. — Bucuresti: Technika, 1960. 629 s.
39. *McCabe W., Smith J.* Unit Operations of Chemical Engineering. 3-rd ed. — N.-Y.: Mc Graw — Hill Book Co., 1976. 1028 p.
40. *Coulson J. M., Richardson J. F.* Chemical Engineering. V. 1, 2. — London: Pergamon Press, 1968. 980 p.
41. *Weiß S., Romankow P. G., Noskow A. A., Milller K.* — E Thermische Verfahrenstechnik II. 3 Aufl. — Leipzig: Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, 1984. 291 s.

#### К главе 1. Основы прикладной гидравлики

- 1.1. *Прандтль Л.* Гидроаэромеханика/Пер. с нем. 2-е изд. — М.: Л.: ИЛ, 1951. 575 с.
- 1.2. *Лойцянский Л. Г.* Механика жидкости и газа. 5-е изд., пер. — М.: Наука, 1978. 736 с.
- 1.3. *Романков П. Г., Курочкина М. И.* Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд., пер. — Л.: Химия, 1982. 288 с.
- 1.4. *Протодьяконов И. О., Сыщиков Ю. В.* Турбулентность в процессах химической технологии. Л.: Наука, 1984. 343 с.
- 1.5. *Протодьяконов И. О., Глинский В. А.* Экспериментальные методы исследования гидродинамики двухфазных систем в инженерной химии. — Л.: Изд-во ЛГУ, 1982. 192 с.
- 1.6. *Кутателадзе С. С., Стрыкович М. А.* Гидравлика газо-жидкостных систем. — М.: Энергия, 1976. 296 с.
- 1.7. *Соу Г.* Гидродинамика многофазных систем/Пер. с англ. — М.: Мир, 1971. 536 с.

- 1.8. Уоллис Г. Одномерные двухфазные течения/Пер. с англ. — М.: Мир, 1972, 440 с.
- 1.9. Уилкинсон У. Л. Неньютоновские жидкости=Гидромеханика, перемешивание и теплообмен/Пер. с англ.; Под ред. А. В. Лыкова. — М.: Мир, 1964, 216 с.
- 1.10. Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. М.; Л.: Госэнергоиздат, 1960. 464 с
- 1.11. Альтшуль А. Д. Гидравлические сопротивления. — М.: Недра 1970, 216 с.
- 1.12. Идельчик И. Е. Аэродинамика промышленных аппаратов. — М.; Л.: Энергия, 1964. 288 с.
- 1.13. Справочник машиностроители. Т. 2. 3-е изд., испр. и доп. — М.: Машгиз, 1968. 740 с.

### **К главе 2. Насосы. Вентиляторы. Компрессоры**

- 2.1. Черкасский В. М. Насосы, вентиляторы, компрессоры. — М.: Энергия, 1977. 424 с.
- 2.2. Калигушкин М. П. Вентиляторные установки 7-е изд. — М.: Высшая школа, 1979, 223 с.
- 2.3. Старк С. Б. Основы гидравлики, насосы и воздухоподводящие машины. Сборник задач. — М.: Металлургияиздат, 1961. 458 с.
- 2.4. Сидоров М. Д. Справочник по воздухоподводящим и газодувным машинам. — М.; Л.: Машгиз, 1962. 260 с.
- 2.5. Центробежные горизонтальные и вертикальные химические насосы с прочной частью из металла: Каталог. — М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1981, 92 с

### **К главе 3. Гидромеханические методы разделения. Гидродинамика взвешенного слоя. Перемешивание в жидкой среде**

- 3.1. Гордон Г. М., Пейсахов И. Л. Пылеулавливание и очистка газов — цветной металлургии. 3-е изд. — М.: Металлургия, 1977. 456 с.
- 3.2. Ушаков С. Г., Зверев М. И. Инерционная сепарация пыли. — М.: Энергия, 1974. 168 с.
- 3.3. Коузов П. А. Указания по расчету циклонов (А6—52): Методические материалы для проектирования. — М.: ГПИ, Сантехпроект, 1971. 52 с.
- 3.4. Очистка промышленных газов от пыли/В. Н. Ужов, А. Ю. Вальдберг, Б. И. Мягков, И. К. Решидов. — М.: Химия, 1981, 392 с.
- 3.5. Страус В. Промышленная очистка газов/Пер. с англ. — М.: Химия, 1981. 616 с.
- 3.6. Лукин В. Д., Курочкина М. И. Очистка вентиляционных выбросов в химической промышленности/Под ред. П. Г. Романкова. — Л.: Химия, 1980. 232 с.
- 3.7. Монтавид А. Э. Многокамерные сгустители в производстве глинозема. — М.; Л.: Metallurgizdat 1952. 56 с.
- 3.8. Малиновская Т. А. Разделение суспензий в промышленности органического синтеза. — М.: Химия, 1971. 318 с.
- 3.9. Позин М. Е. и др. Пенные газоочистители, теплообменники и абсорберы= Работа и расчет пенных аппаратов/М. Е. Позин, И. П. Мухленов, Э. Я. Тарат — Л.: Госхимиздат, 1959. 123 с.
- 3.10. Жужиков В. А. Фильтрование=Теория и практика разделения суспензий. 4-е изд., пер. и доп. — М.: Химия, 1980. 398 с.
- 3.11. Олевский В. А. Конструкции и расчет механических классификаторов и гидроциклонов. — М.: Госгортехиздат, 1960. 314 с.
- 3.12. Поваров А. И. Гидроциклоны. — М.; Л.: Госгортехиздат, 1961. 266 с.
- 3.13. Соколов В. И. Центрифугирование. — М.: Химия, 1976. 408 с
- 3.14. Шкоропад Д. Е. Центрифуги для химических производств. — М.: Машиностроение, 1975. 246 с.
- 3.15. Аэров М. Э., Тодес О. М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. — М.; Л.: Химия, 1968. 510 с.



- 8.16. *Разумов И. М.* Пневмо- и гидротран. порт в химической промышленности. — М.: Химия, 1979. 245 с.
- 3.17. *Островский Г. М.* Пневматический транспорт сыпучих материалов в химической промышленности. — Л.: Химия, 1984. 113 с.
- 3.18. *Гельперин Н. И. и др.* Основы техники псевдооживления/Н. И. Гельперин, В. Г. Айиштейн, В. Б. Кваша. — М.: Химия, 1967. 664 с.
- 3.19. *Дэвидсон Дж., Харрисон Д.* Псевдооживление/Пер. с англ.; Под ред. Н. И. Гельперина. — М.: Химии, 1973. 725 с.
- 3.20. *Забродский С. С.* Высокотемпературные установки с кипящим слоем. М.: Энергия. 1971. 326 с.
- 3.21. *Членов В. А., Михайлов Н. В.* Виброкипящий слой. — М.: Наука, 1972. 343 с.
- 3.22. *Штербачек Э., Тауск П.* Перемешивание в химической промышленности/Пер. с чешск.; Под ред. И. С. Павлушенко. — Л.: Госхимиздат, 1963. 416 с.
- 3.23. *Стрэнк Ф.* Перемешивание и аппараты с мешалками/Пер. с польск.; Под ред. И. А. Шуплика. — Л.: Химии, 1975. 384 с.
- 3.24. *Брагинский Л. Н. и др.* Перемешивание жидких сред=Физические основы и инженерные методы расчета/Л. Н. Брагинский, В. И. Бегачев, В. М. Барабаш. — Л.: Химия, 1984. 336 с.
- 3.25. *Липатов Н. Н., Новиков О. П.* Саморазгружающиеся сепараторы. — М.: Машиностроение, 1975. 247 с.
- 3.26. *Кунин Д., Левеншиль О.* Промышленное псевдооживление/Пер. с англ.; Под ред. М. Г. Сливко и Г. С. Яблонского. — М.: Химия, 1971. 447 с.
- 3.27. *Васильцов Э. А., Ушаков В. Г.* Аппараты для перемешивания жидких сред: Справочное пособие. — Л.: Машиностроение, 1979. 271 с.
- 3.28. Справочник по пыле- и золоулавливанию/Под ред. А. А. Русанова. — М.: Энергии, 1975. 296 с.

#### **К главе 4. Теплопередача в химической аппаратуре**

- 4.1. *Михеев М. А., Михеева И. М.* Основы теплопередачи. — М.: Энергия 1973. 319 с.
- 4.2. *Кутателадзе С. С.* Основы теории теплообмена. 5-е изд. — М.: Атомиздат, 1979. 415 с.
- 4.3. *Кутателадзе С. С.* Анализ подобия в теплофизике. — Новосибирск: Наука, 1982. 280 с.
- 4.4. *Гухман А. А.* Применение теории подобия к исследованию процессов тепломассообмена=Процессы переноса в движущихся средах. 2-е изд., пер. и доп. — М.: Высшая школа, 1974. 328 с.
- 4.5. *Кутепов А. М. и др.* Гидродинамика и теплообмен при парообразовании/А. М. Кутепов, Л. С. Стерман, Н. Г. Стюшип. — М.: Высшая школа, 1977. 352 с.
- 4.6. *Романко П. Г., Фролов В. Ф.* Теплообменные процессы химической технологии. Л.: Химии, 1982. 263 с.
- 4.7. *Хоблер Т.* Теплопередача и теплообменники/Пер. с польск.; Под ред. П. Г. Ромаикова. — Л.: Госхимиздат, 1961. 812 с.
- 4.8. *Чечеткин А. В.* Высокотемпературные теплоносители. 3-е изд., пер. и доп. — М.: Энергии, 1971. 496 с.
- 4.9. *Долинин Н. П.* Установки для нагрева химической аппаратуры высокотемпературными органическими теплоносителями. — М.: Машгиз, 1963. 292 с.
- 4.10. *Петухов Б. С.* Теплообмен и сопротивление при ламинарном течении жидкости в трубах. — М.: Энергия, 1967. 411 с.
- 4.11. *Кисельников В. Н.* Основы теплопередачи и расчета тепловых аппаратов химической промышленности. — Иваново: ИХТИ, 1977. 103 с.
- 4.12. *Кутателадзе С. С., Боришанский В. М.* Справочник по теплопередаче. — М.; Л.: Госэнергоиздат, 1959. 414 с.
- 4.13. Краткий справочник по теплообменным аппаратам/В. А. Григорьев, Т. А. Колач, В. С. Соколовский, Р. М. Темкин. — М.; Л.: Госэнергоиздат, 1962. 255 с.

- 4.14. *Исаченко И. П. и др. Теплопередача/И. П. Исаченко, В. А. Осипова, А. С. Сукомел. — М.: Энергия, 1975. 480 с.*
- 4.15. *Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей./Под ред. Н. Б. Варгафтика. 2-е изд., пер. и доп. — М.: Наука, 1972. 720 с.*
- 4.16. *Теплопроводность жидкостей и газов: Справочные данные/Н. Б. Варгафтик, Л. П. Филиппов, А. А. Тарзиманов, Е. Е. Тоцкий. — М.: Изд-во стандартов. 1978. 471 с.*
- 4.17. *Краснощевков Е. А., Сукомел А. С. Задачник по теплопередаче. 3-е изд., пер. и доп. — М.: Энергия, 1975. 280 с.*
- 4.18. *Чиркин В. С. Теплопроводность промышленных материалов Справочное пособие. 2-е изд., пер. и доп. — М.: Машгиз, 1962. 247 с.*
- 4.19. *Тананайко Ю. М., Воронцов Е. Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов. — Киев: Техника, 1975. 312 с.*
- 4.20. *Ивановский М. Н. и др. Физические основы тепловых труб/М. Н. Ивановский, В. П. Сорокин, И. В. Ягодкин. — М.: Атомиздат, 1978. 256 с.*
- 4.21. *Маньковский О. Н. и др. Теплообменная аппаратура химических производств/О. Н. Маньковский, А. Р. Толчинский, М. В. Александров Под ред. П. Г. Гоманкова и М. И. Курочкиной. — Л.: Химия, 1976. 367 с.*
- 4.22. *Климско А. П., Каневец Г. Е. Расчет теплообменных аппаратов на ЭВМ. — М.; Л.: Энергия, 1966 140 с.*
- 4.23. *Проектирование и оптимизация теплообменных аппаратов на ЭЦВМ/Под ред. Г. Е. Каневца. — Ч. 1—3. — Киев: Ин-т кибернетики АН УССР, 1970. С. 134, 176, 232.*
- 4.24. *Стандартные кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего назначения. Каталог. 3-е изд. — М.: Изд-во ЦИНТИхимнефтемаш, 1982. 32 с.*
- 4.25. *Steidl H. et al. Úvod do provdění tekutin a sdlení tepla. — Praha: Academia, 1975. 486 s.*

#### **К главе 5. Выпаривание. Кристаллизация**

- 5.1. *Чернобыльский И. И. Выпаривные установки. — Киев: Вища школа, 1970. 240 с.*
- 5.2. *Таубман Е. И. Выпаривание. — М.: Химия, 1982. 328 с.*
- 5.3. *Федоткин И. М., Ткаченко С. И. Теплодинамические процессы в выпаривных аппаратах. — Киев: Техника, 1975. 212 с.*
- 5.4. *Выпарные аппараты вертикальные, трубчатые общего назначения: Каталог УКРНИИХиммаша. — М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. 38 с.*
- 5.5. *Матусевич Л. Н. Кристаллизация из растворов химической промышленности. — М.: Химия, 1968. 304 с.*
- 5.6. *Гельперин Н. И., Носов Г. А. Основы техники кристаллизации расплавов. — М.: Химия, 1975. 316 с.*
- 5.7. *Тодес О. М. и др. Кристаллизация из растворов/О. М. Тодес В. А. Себалло, А. Д. Гольцикер. — Л.: Химия, 1984. 232 с.*
- 5.8. *Бэмфорд А. В. Промышленная кристаллизация/Пер. с англ. — М.: Химия, 1969. 239 с.*
- 5.9. *Удыма П. Г. Аппараты с погружными горелками. 2-е изд., пер. и доп. — М.: Машиностроение, 1977. 271 с.*
- 5.10. *Веригин А. Н. и др. Кристаллизация в дисперсных системах/А. Н. Веригин, И. А. Щупляк, М. Ф. Михалев. — Л.: Химия, 1986. 256 с.*
- 5.11. *Smith R. A. Vaporisers. Selection, design and operation. — Burnt Mill, Harlow Essex: Longman group Ltd., 1986. 256 p.*

#### **К главе 6. Основы массопередачи. Абсорбция**

- 6.1. *Кафаров В. В. Основы массопередачи. Системы газ—жидкость, пар—жидкость, жидкость—жидкость. 3-е изд., пер — М.: Высшая школа, 1979. 439 с.*
- 6.2. *Романков П. Г. и др. Массообменные процессы химической технологии. Системы с твердой фазой/П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская, В. С. Фролов. — Л.: Химия, 1975. 336 с.*
- 6.3. *Рамм В. М. Абсорбция газов. — М.: Химия, 1976, 655 с.*

- 6.4. *Хоблер Т.* Массопередача и абсорбция/Пер. с польск.; Под ред. П. Г. Романкова. — Л.: Химия, 1964. 479 с.
- 6.5. *Рудобахта С. П.* Массоперенос в системах с твердой фазой. — М.: Химия, 1980. 248 с.
- 6.6. *Дытнерский Ю. И.* Обратный осмос и ультрафильтрация. — М.: Химия, 1978. 352 с.
- 6.7. *Коган В. Б. и др.* Равновесие между жидкостью и паром. Ки. 1, 2./В. Б. Коган, В. М. Фридман, В. В. Кафаров. — М.; Л.: Наука, 1966. 640—786 с.
- 6.8. *Дытнерский Ю. И.* Баромембранные процессы=Теория и расчет. — М.: Химия, 1986. 272 с.
- 6.9. *Шервуд Т., Пигфорд Р. Л., Уилли Ч.* Массопередача/Пер с англ. Под ред. В. А. Малюсова. М.: Химия, 1982. 696 с.
- 6.10. *Treybal R. E.* Mass — Transfer Operations. 2-nd ed. — N.—Y.: Mc Graw — Hill Book Co., 1968. 717 p.
- 6.11. *Skelland A. H. P.* Diffusional Mass Transfer. — N.—Y.: Mc Graw—Hill, Book Co., 1974. 642 p.

#### К главе 7. Перегонка и ректификация

- 7.1. *Багатуров С. А.* Основы теории и расчета перегонки и ректификации. 3-е изд., пер. — М.: Химия, 1974. 439 с.
- 7.2. *Александров И. А.* Ректификационные и абсорбционные аппараты. 3-е изд., пер. — М.: Химия, 1978. 280 с.
- 7.3. *Александров И. А.* Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. — Л.: Химия, 1975. 319 с.
- 7.4. *Платонов В. М., Берго Б. Г.* Разделение многокомпонентных смесей= Расчет и исследование ректификации на вычислительных машинах. — М.: Химия. 1965. 368 с.
- 7.5. *Стабников В. Н.* Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. — Киев: Техника, 1970. 207 с.
- 7.6. *Холланд Ч. Д.* Многокомпонентная ректификация/Пер. с англ. — М.: Химия, 1969. 348 с.
- 7.7. *Ziolkowski Z.* Destylacja i rektyfikacja w przemyśle chemicznym — Warszawa: Wydawnictwa naukowo-techniczne, 1966. 1044 s.
- 7.8. *Сийрде Э. К. и др.* Дистилляция./Э. К. Сийрде, Э. Н. Теаро, В. я. Миккал/ Под ред. П. Г. Романкова. — Л.: Химия, 1971. 216 с.
- 7.9. *Коган В. Б.* Азеотропная и экстрактивная ректификация. — Л.: Химия, 1971. 432 с.
- 7.10. *Kirschbaum E.* Desilliere — und Rektifiziertechnik. 4. Aufl. — Berlin: Springer Verlag, 1969. 494 s.
- 7.11. Колошные аппараты: Каталог. 2-е изд. — М.: ЦИНТИХимнефтемаш, 1978. 31 с.

#### К главе 8. Экстрагирование

- 8.1. *Трейбал Р.* Жидкостная экстракция/Пер. с англ.; Под ред. С. З. Кагана.— М.: Химия, 1966. 724 с.
- 8.2. *Эюлковский Э.* Жидкостная экстракция в химической промышленности/ Пер. с польск.; Под ред. П. Г. Романкова. — Л.: Госхимиздат, 1963. 478 с.
- 8.3. Основы жидкостной экстракции/Под ред. Г. А. Ягодина. — М.: Химия, 1981. 400 с.
- 8.4. *Аксельруд Г. А., Лысянский В. М.* Экстрагирование. Система твердое тело— жидкость. — Л.: Химия, 1974. 254 с.
- 8.5. *Романков П. Г., Курочкина М. И.* Экстрагирование из твердых материалов. — Л.: Химия, 1983. 256 с.
- 8.6. *Белолоцкий И. П.* Твердофазные экстракторы=Инженерные методы расчета. — Л.: Химия, 1985. 240 с.
- 8.7. *Аксельруд Г. А., Молчанов А. Д.* Растворение твердых веществ. М.: Химия, 1977. 272 с.

## К главе 9. Адсорбция

- 9.1. Тимофеев Д. П. Кинетика адсорбции. — М.: Изд-во АН СССР, 1962. 252 с.
- 9.2. Романков П. Г., Лепилин В. Н. Непрерывная адсорбция паров и газов. — Л.: Химия, 1968. 227 с.
- 9.3. Сергионова Е. Н. Промышленная адсорбция газов и паров, 2-е изд. — М.: Высшая школа, 1969. 414 с.
- 9.4. Кельцев Н. В. Основы адсорбционной техники. — М.: Химия, 1976. 512 с.
- 9.5. Дубинин М. М. Адсорбция и пористость. — М.: Изд-во Воеи. акад. хим. защиты, 1972. 127 с.
- 9.6. Лукин В. Н., Анцыпович И. С. Рекуперация летучих растворителей. — Л.: Химия, 1983. 216 с.
- 9.7. Протодяконов И. О., Сипаров С. В. Механика процесса адсорбции в системах газ—твердое тело. — Л.: Наука, 1985. 298 с.

## К главе 10. Сушка

- 10.1. Лыков А. В. Тепло- и массообмен в процессах сушки. — М.; Л.: Госэнергоиздат, 1956. 464 с.
- 10.2. Гинзбург А. С. Расчет и проектирование сушильных установок пищевой промышленности. — М.: Агропромиздат, 1985. 336 с.
- 10.3. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. — М.: Химия, 1976. 432 с.
- 10.4. Красников В. В. Конвективная сушка. — М.: Энергия, 1973. 288 с.
- 10.5. Плановский А. Н. и др. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности/А. Н. Плановский, В. И. Муштаев, В. М. Ульянов. — М.: Химия, 1979. 287 с.
- 10.6. Сажин Б. С. Основы техники сушки. — М.: Химия, 1984. 319 с.
- 10.7. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. 3-е изд., пер. и доп. — Л.: Химия, 1979. 272 с.
- 10.8. Муштаев В. И. и др. Сушка в условиях пневмотранспорта/В. И. Муштаев, В. М. Ульянов, А. С. Тимонин. — М.: Химия, 1984. 230 с.
- 10.9. Лыков М. В., Леончик Б. И. Распылительные сушилки. — М.: Машиностроение, 1966. 331 с.
- 10.10. Сушильные аппараты и установки: Каталог НИИХиммаша. 3-е изд. — М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1975. 64 с.

## К главе 11. Умеренное и глубокое охлаждение

- 11.1. Холодильные машины/Под ред. Н. Н. Кошкина. — М.: Пищевая промышленность, 1973. 512 с.
- 11.2. Комаров Н. С. Холод. 5-е изд., пер. и доп. М.: Гизлегпищепром, 1953. 704 с.
- 11.3. Орехов И. И., Обрезков В. Д. Холод в процессах химической технологии. — Л.: Изд-во ЛГУ, 1980. 256 с.
- 11.4. Теплообменные аппараты холодильных установок/Г. Н. Данилова, С. Н. Богданов, О. П. Иванов, Н. М. Медникова. — Л.: Машиностроение, 1973. 328 с.
- 11.5. Розенфельд Л. М., Ткачев А. Г. Холодильные машины и аппараты. — М.: Госторгиздат, 1960. 652 с.
- 11.6. Розенфельд Л. М. и др. Примеры и расчеты холодильных машин и аппаратов/Л. М. Розенфельд, А. Г. Ткачев, Е. С. Гуревич. — М.: Госторгиздат, 1960. 238 с.
- 11.7. Проектирование холодильных сооружений: Справочник. — М.: Пищевая промышленность, 1978. 255 с.
- 11.8. Справочник по физико-техническим основам глубокого охлаждения/М. П. Малков, И. Б. Данилов, А. Г. Зельдович и др. — М.; Л.: Госэнергоиздат, 1963. 415 с.
- 11.9. Справочник по разделению газовых смесей методом глубокого охлаждения/Под ред. Н. И. Гельперина, 2-е изд. — М.: Госхимиздат, 1963. 512 с.

- 11.10. *Свердлов Г. Э., Ябнель Б. К.* Курсовое и дипломное проектирование холодильных установок и систем кондиционирования воздуха. — М.: Пищевая промышленность, 1978. 264 с.
- 11.11. *Теплотехнические основы получения искусственного холода: Справочник/Под ред. И. М. Кальпиня.* — М.: Пищевая промышленность, 1980. 231 с.
- 11.12. *Теплоэнергетика и теплотехника. Общие вопросы: Справочник.* — М.: Энергия, 1980. 529 с.
- 11.13. *Холодильные машины: Справочник.* — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982. 223 с.

# ПРИЛОЖЕНИЕ

## ТАБЛИЦЫ

Т а б л и ц а I

Атомные массы некоторых элементов по Международной таблице 1977 г.

Точность последней цифры  $\pm 1$  или  $\pm 3$ , если она выделена мелким шрифтом.

Наименование	Символ	Атомная масса	Наименование	Символ	Атомная масса
Азот	N	14,0067	Марганец	Mn	54,9380
Алюминий	Al	26,98154	Медь	Cu	63,54 <sub>8</sub>
Аргон	Ar	39,94 <sub>8</sub>	Молибден	Mo	95,94
Барий	Ba	137,33	Мышьяк	As	74,9216
Бериллий	Be	9,01218	Натрий	Na	22,98977
Бор	B	10,81	Никель	Ni	58,70
Бром	Br	79,904	Олово	Sn	118,6 <sub>9</sub>
Ванадий	V	50,9415	Платина	Pt	195,0 <sub>8</sub>
Висмут	Bi	208,9804	Радий	Ra	226,0254
Водород	H	1,0079	Ртуть	Hg	200,5 <sub>9</sub>
Гелий	He	4,00260	Свинец	Pb	207,2
Железо	Fe	55,84 <sub>4</sub>	Серебро	Ag	107,868
Золото	Au	196,9665	Сера	S	32,06
Иод	I	126,9045	Стронций	Sr	87,62
Кадмий	Cd	112,41	Сурьма	Sb	121,7 <sub>5</sub>
Калий	K	39,098 <sub>3</sub>	Титан	Ti	47,90
Кальций	Ca	40,08	Углерод	C	12,011
Кислород	O	15,999 <sub>4</sub>	Уран	U	238,02 <sub>9</sub>
Кобальт	Co	58,9332	Фосфор	P	30,97376
Кремний	Si	28,085 <sub>5</sub>	Фтор	F	18,998403
Криптон	Kr	83,80	Хлор	Cl	35,453
Ксенон	Xe	131,30	Хром	Cr	51,996
Литий	Li	6,94 <sub>1</sub>	Цинк	Zn	65,38
Магний	Mg	24,305			

Т а б л и ц а II

Плотность твердых материалов

Материал	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>	Материал	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>
Алебастр	2500	—	Бетон	2300	—
Антрацит	1600	—	Винипласт	1380	—
Апатит	3190	1850	Гипс кристаллический	2240	1300
Асбест	2600	—			

Материал	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>	Материал	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>
Глина сухая	—	1380	Сода кристаллическая	1 450	800
Гранит	2700	—	Соль каменная	2 350	1020
Зола	2200	680	Сосна	500	—
Земля сухая	1800	1300	Стекло	2 500	—
Известняк	2650	1800	Текстолит	1 380	—
Каолин	2200	—	Уголь древесный	1 450	200
Каучук	930	—	Уголь каменный	1 350	800
Кварц	2650	1500	Фаялит	1 730	—
Керамика кислотоупорная	2600	—	Фосфорит	—	1600
Кирпич обыкновенный	1500	—	Цемент	2 900	—
Кокс	1300	500	Эмаль	2 350	—
Колчедан серый	5000	3300			
Кожа сухая	860	—	<i>Металлы</i>		
Литье каменное	3000	—	Сталь	7 850	—
Мел кусковой	2200	1300	Чугун серый	7 250	—
Мрамор	2600	—	Медь катаная	8 800	—
Парафин	900	—	Латунь	8 500	—
Паронит	1200	—	Алюминий	2 700	—
Песок сухой	1500	1200	Свинец	11 400	—
Поташ	2260	—			
Пробка	240	—	<i>Огнеупоры</i>		
Резина	1500	—	Динас	1 900	—
Селитра натриевая	2260	1200	Магnezит	2 900	—
			Шамот	1 900	—

Таблица III

Плотность некоторых жидкостей при 0—20 °С

Жидкость	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Жидкость	Плотность, кг/м <sup>3</sup>
Азотная кислота, 92 %	1 500	Серная кислота, 30 %	1 220
Аммиак, 26 %	910	Соляная кислота, дымящая	1 210
Бензол	760	Уксусная кислота, 70 %	1 070
Глицерин, 100 %	1 270	» » 30 %	1 040
» 80 %	1 130	Хлороформ	1 530
Диэтиловый эфир	710	Четыреххлористый углерод	1 630
Керосин	850	Этилацетат	900
Ксилол	880	Этиленхлорид	1 280
Мазут	890—950	Этиловый спирт, 100 %	790
Метиловый спирт, 90 %	820	» » 70 %	850
» » 30 %	950	» » 40 %	920
Нафталин (расплавленный)	1 100	» » 10 %	980
Нефть	790—950		
Ртуть	13 600		

Таблица IV

Плотность жидких веществ и водных растворов в зависимости от температуры [13]

Вещество	Плотность, кг/м <sup>3</sup>							
	-20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Азотная кислота, 100 %	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
» » 50 %	—	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аммиак жидкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аммиачная вода, 25 %	—	918	907	897	887	876	866	856
Анилин	—	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	—	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловый спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	—	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Глицерин, 50 %	—	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Диоксид серы (жидк.)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Диэтиленгликоль	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Диэтиловый эфир	758	736	714	689	666	640	611	576
Изопропиловый спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Кальций хлористый, 25 % раствор	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
m-Ксилол	—	882	865	847	831	796	796	77
Метиловый спирт, 100 %	828	810	792	774	756	736	714	—
» » 40 %	—	946	935	924	913	902	891	880
Муравьиная кислота	—	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Натр едкий, 50 % раствор	—	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
» » 40 % »	—	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
» » 30 % »	—	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
» » 20 % »	—	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
» » 10 % »	—	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Натрий хлористый, 20 % раствор	—	1157	1148	1189	1130	1120	1110	1100
Нитробензол	—	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум, 20 %	—	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Пропиловый спирт	—	819	804	788	770	752	733	711
Серная кислота, 98 %	—	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
» » 92 %	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
» » 75 %	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
» » 60 %	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сероуглерод	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляная кислота, 30 %	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота, 100 %	—	1072	1048	1027	1004	981	958	922
» » 50 %	—	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Фенол (расплавленный)	—	—	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Четыреххлористый углерод	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт, 100 %	823	806	789	772	754	735	716	693
» » 80 %	—	857	843	828	813	797	783	768
» » 60 %	—	904	891	878	864	849	835	820
» » 40 %	—	947	935	923	910	897	885	872
» » 20 %	—	977	969	957	946	934	922	910



## Основные физические свойства некоторых газов

Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па; 1 кгс/см<sup>2</sup> = 9,81·10<sup>4</sup> Па.

Название	Формула	Плотность при 0 °С и 760 мм рт. ст., кг/м <sup>3</sup>	Молекулярная масса	Удельная теплоспособность при 20 °С и $\rho_{абс} \approx 0,1$ МПа, кДж/(кг·К)		$\kappa = c_p/c_v$	Температура кипения при 760 мм рт. ст., °С	Удельная теплота испарения при 760 мм рт. ст., Дж/кг	Критические точки		Вязкость $\mu_0$ при 0 °С и $\rho_{абс} = 1$ кг/см <sup>3</sup> , Па·с	кон. станта $\sigma$ уравнения (1.13)
				$c_p$	$c_v$				температура, °С	давление (абсолютное), кгс/см <sup>2</sup>		
Азот	N <sub>2</sub>	1,25	28	1,05	0,746	1,40	-152,8	199,4	-147,1	33,49	17	114
Аммиак	NH <sub>3</sub>	0,77	17	2,22	1,68	1,29	-33,4	1374	+132,4	111,5	9,18	626
Аргон	Ar	1,78	39,9	0,53	0,323	1,66	-185,9	163	-122,4	48,00	20,9	142
Ацетилен	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	1,171	26,0	1,68	1,36	1,24	-83,7	830	+35,7	61,6	9,35	198
Бензол	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	—	78,1	1,25	1,140	1,1	+80,2	394	+288,5	47,7	7,2	—
Бутан	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,673	58,1	1,92	1,80	1,08	-0,5	387	+152	37,5	8,1	377
Воздух	—	1,293	(29,0)	1,01	0,721	1,40	-195	197	-140,7	37,2	17,3	124
Водород	H <sub>2</sub>	0,0899	2,02	14,3	10,140	1,407	-252,8	455	-239,9	12,80	8,42	73
Гелий	He	0,179	4,0	5,28	3,18	1,66	-268,9	19,5	-268,0	2,26	18,8	78
Диоксид азота	NO <sub>2</sub>	—	46,0	0,804	0,62	1,31	+21,2	712	+158,2	100,00	—	—
Диоксид серы	SO <sub>2</sub>	2,93	64,1	0,633	0,503	1,25	-10,8	394	+157,5	77,78	11,7	396
Диоксид углерода	CO <sub>2</sub>	1,98	44,0	0,838	0,654	1,30	-78,2	574,0	+31,1	72,9	13,7	254
Кислород	O <sub>2</sub>	1,429	32	0,913	0,654	1,40	-183,0	213	-118,8	49,71	20,3	131
Метан	CH <sub>4</sub>	0,72	16,0	2,23	1,70	1,31	-161,6	511	-82,15	45,6	10,3	162
Оксид углерода	CO	1,25	28,0	1,05	0,754	1,40	-191,5	212	-140,2	34,53	16,6	100
Пентан	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	2,02	72,2	1,72	1,58	1,09	+36,1	360	-197,1	33,0	8,74	—
Пропан	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	—	44,1	1,87	1,65	1,13	-42,1	427	95,6	43	7,95 (18 °С)	278
Пропилен	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	1,91	42,1	1,63	1,44	1,17	-47,7	440	91,4	45,4	8,35 (20 °С)	322
Сероводород	H <sub>2</sub> S	1,54	34,1	1,060	0,804	1,30	-60,2	549	100,4	188,9	11,66	—
Хлор	Cl <sub>2</sub>	3,22	70,9	0,482	0,355	1,36	-33,8	306	144,0	76,1	12,9 (16 °С)	351
Хлористый металл	CH <sub>3</sub> Cl	2,3	50,5	0,742	0,582	1,28	-21,4	406	148	66,0	9,89	454
Этан	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,36	30,1	1,73	1,45	1,20	-88,50	486	32,1	48,85	8,5	247
Этилен	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,26	28,1	1,53	1,26	1,20	-103,7	482	9,7	50,7	9,85	241

## Динамические коэффициенты вязкости воды

Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)	Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)	Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0,4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,3952
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,3849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	0,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0,3521
15	1,140	48	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,083	50	0,5494	84	0,3395
18	1,056	51	0,5404	85	0,3355
19	1,030	52	0,5315	86	0,3315
20	1,005	53	0,5229	87	0,3276
20,2	1,000	54	0,5146	88	0,3239
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0,2868
32	0,7679	66	0,4293	100	0,2838

Таблица VII

## Динамические коэффициенты вязкости глицерина

Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)	Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)	Температура, °С	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)
0	12 100	40	330	100	13
5	7 050	50	180	120	5,2
10	3 950	60	102	140	1,8
15	2 350	70	59	160	1,0
20	1 480	80	35	180	0,45
30	600	90	21	200	0,22

## Динамические коэффициенты вязкости некоторых водных растворов

Растворенное вещество	Концентрация, % (масс.)	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (СП)				
		0 °C	20 °C	30 °C	40 °C	60 °C
NaOH	5	—	1,3	1,05	0,85	—
	15	—	2,78	2,10	1,65	—
	25	—	7,42	5,25	3,86	—
NaCl *	5	1,86	1,07	0,87	0,71	0,51
	15	2,27	1,36	1,07	0,89	0,64
	25	3,31	1,89	—	—	—
NaNO <sub>3</sub>	10	—	1,07	0,88	0,72	0,54
	20	—	1,18	1,03	0,86	0,62
	30	—	1,33	1,3	1,07	0,79
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	10	—	1,74	1,38	1,1	—
	20	—	4,02	2,91	2,25	—
	30	—	—	8,35	5,6	—
KOH	10	—	1,23	1,0	0,83	—
	20	—	1,63	1,33	1,11	—
	30	—	2,36	1,93	1,57	—
KCl	5	1,7	0,99	0,8	0,66	0,48
	15	1,58	1,0	0,83	0,69	0,52
	20	—	1,02	0,85	0,72	0,54
KNO <sub>3</sub>	5	1,68	0,98	0,8	0,66	0,49
	15	—	0,98	0,8	0,69	0,51
	30	—	—	0,89	—	—
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	10	1,58	0,96	0,79	0,66	0,5
	30	1,51	1,0	0,84	0,73	0,57
	50	—	1,33	1,14	0,99	0,77
MgCl <sub>2</sub>	10	2,8	1,5	—	—	—
	20	5,3	2,7	—	—	—
	35	19,3	10,1	—	—	—
CaCl <sub>2</sub> **	10	2,17	1,27	—	—	—
	20	3,14	1,89	—	—	—
	35	8,9	5,1	—	—	—

\* См. также табл. I.

\*\* См. также табл. II.

Динамические коэффициенты вязкости жидких веществ и водных растворов в зависимости от температуры

Вещество	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (сП)											
	-20 °C	-10 °C	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Азотная кислота, 100 %	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	0,31
» 50 %	—	4	3,05	2,4	1,88	1,55	1,28	1,07	0,9	0,68	0,53	0,44
Аммиак жидкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	—	—	—
Аммиачная вода, 25 %	—	—	—	1,72	1,3	1,05	0,855	0,71	0,6	0,42	0,32	0,23
Англин	—	—	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8	0,59
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15
Бензол	—	—	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219
Бутиловый спирт	10,3	7,4	5,19	3,87	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,76	0,54	0,38
Вода	—	—	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Гексан	0,479	0,426	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,19	0,158	0,132
Глицерин, 50 %	—	—	12	8,5	6,05	4,25	3,5	2,6	2	1,2	0,73	0,45
Диоксид серы (жидк.)	0,455	0,41	0,368	0,334	0,304	0,279	—	—	—	—	—	—
Дихлорэтан	1,54	1,24	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36	0,31
Диэтиловый эфир	0,364	0,328	0,296	0,268	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,14	0,118	0,1
Изопропиловый спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Кальций хлористый, 25 % раствор	10,6	7	4,47	3,36	2,74	2,25	1,85	1,55	—	—	—	—
Метилловый спирт, 100 %	1,16	0,97	0,817	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21
» 40 %	—	—	3,65	2,54	1,84	1,37	—	—	—	—	—	—
Муравьиная кислота	—	—	—	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54	0,4
Натр едкий, 50 % раствор	—	—	—	—	—	46	25	16	8,03	3,54	3,97	3,42
» 40 %	—	—	—	—	40	23	14	9,2	5,44	3,62	2,72	2,37
» 30 %	—	—	—	—	13	9	6,3	4,6	3,4	2,16	1,82	1,71
» 20 %	—	—	—	—	4,48	3,3	2,48	2	1,63	1,27	1,15	1,08

Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (СП)

Вещество	Динамический коэффициент вязкости, мПа·с (СП)											
	-20 °C	-10 °C	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Натр едкий, 10 % раствор	—	—	—	—	1,86	1,45	1,16	0,98	0,91	0,7	0,65	0,6
Натрий хлористый, 20 % рас- твор	—	4,08	2,67	1,99	1,56	1,24	1,03	0,87	0,74	0,57	0,46	0,38
Нитробензол	—	—	3,09	2,46	2,01	1,69	1,44	1,24	1,09	0,87	0,7	0,58
Октан	0,968	0,829	0,703	0,61	0,54	0,479	0,428	0,386	0,35	0,291	0,245	0,208
Олеум, 20 %	—	—	95	60	36,6	28,8	20,8	12,8	9	5,3	—	—
Серная кислота, 98 %	—	—	55	37	25,8	17,1	12,9	9,46	7,5	4,1	2,7	2
» 92 %	130	90	48	32	23,1	15,6	11,8	8,4	6,7	3,8	2,5	1,95
» 75 %	95	50	30	20	13,9	10,6	8,1	5,9	4,6	2,8	1,9	1,45
» 60 %	20	15	10,5	7,7	5,52	4,08	3,42	2,8	2,4	1,5	1,07	0,9
Сероуглерод	0,556	0,488	0,433	0,396	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17
Соляная кислота, 30 %	—	—	—	2,1	1,7	1,48	1,3	—	—	—	—	—
Толуол	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,381	0,319	0,271	0,231
Уксусная кислота, 100 %	—	—	—	—	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37
» 50 %	—	—	—	—	2,21	1,7	1,35	1,11	0,92	0,65	0,5	0,4
Фенол (расплавленный)	—	—	—	—	11,6	7	4,77	3,43	2,56	1,59	1,05	0,78
Хлорбензол	1,48	1,24	1,06	0,91	0,8	0,71	0,64	0,57	0,52	0,435	0,37	0,32
Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Цетарехлористый углерод	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323
Этилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Этиловый спирт, 100 %	2,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248
» 80 %	—	—	3,69	2,71	2,01	1,53	1,2	0,97	0,79	0,57	0,43	0,34
» 60 %	—	—	5,75	3,77	2,67	1,93	1,45	1,13	0,9	0,6	0,45	0,34
» 40 %	—	—	7,14	4,39	2,91	2,02	1,48	1,13	0,89	0,6	0,44	0,34
» 20 %	—	—	5,32	3,17	2,18	1,55	1,16	0,91	0,74	0,51	0,38	0,3

## Атомные константы вязкости

Атомы	H	O	N	Cl	Br	I	S
Атомные константы	2,7	29,7	37,0	60,0	79,0	110,0	50,2

Номер п/п	Характер связей и группировок	Поправки к константам $\rho$
1	Двойная связь	-15,5
2	Пятичленное кольцо	-24,0
3	Шестичленное кольцо	-21,0
4	Боковая группа шестичленного кольца:	
	мол. масса $\leq 17$	-9,0
	мол. масса $> 16$	-17,0
5	Орто- и пара-положения вторых заместителей	+3,0
6	Мета-положение вторых заместителей	+1,0
7	$\begin{array}{c} R \quad \quad R \\ \diagdown \quad / \\ CH-CH \\ / \quad \quad \diagdown \\ R \quad \quad R \end{array}$	+8,0
8	$\begin{array}{c} R \\   \\ R-C-R \\   \\ R \end{array}$	+13,0
9	$\begin{array}{c} O \\    \\ R-C \\   \\ H \end{array}$	+16,0
10	$\begin{array}{c} O \\    \\ R-C \\   \\ CH_3 \end{array}$	+5,0
11	$-CH=CHCH_2X$ (X — отрицательная группа)	+4,0
12	$\begin{array}{c} R \\ \diagdown \\ CH-X \\ / \\ R \end{array}$ (X — отрицательная группа)	+6,0
13	OH	+24,7
14	COO	-19,6
15	COOH	-7,9
16	NO <sub>2</sub>	-16,4

Значение  $\sqrt{MT_{кр}}$  для некоторых газов

Газ	M	T <sub>кр</sub> , К	$\sqrt{MT_{кр}}$
Водяной пар	18	647	108
Воздух	29	132,7	61,9
Диоксида углерода	44	304	115,5
Азот	28	126	59,5
Кислород	32	154	70,2
Водород	2	33	8,13
Оксид углерода	28	134	61,4
Метан	16	190	55,1
Этилен	28	283	89,0
Этан	30	305	95,6
Пропан	44	370	128
Бутан	58	426	157
Пентан	72	470	184
Гексан	86	508	209

Таблица XII

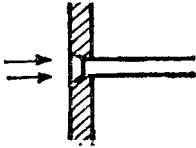
## Средние значения шероховатости стенок труб

Грубопроводы	$\epsilon$ , мм
Трубы стальные цельнотянутые и сварные при незначительной коррозии	0,2
Старые заржавленные стальные трубы	0,67 и выше
Трубы из кровельной стали проолифенные	0,125
Чугунные трубы водопроводные, бывшие в эксплуатации	1,1
Алюминиевые технически гладкие трубы	0,015--0,03
Чистые цельнотянутые трубы из латуни, меди и свинца; стеклянные трубы	0,0015--0,01
Бетонные трубы; хорошая поверхность с заиркой	0,3--0,8
Бетонные трубы; грубая (шероховатая) поверхность	3--9
Нефтепроводы при средних условиях эксплуатации и паропроводы насыщенного пара	0,2
Паропроводы, работающие периодически	0,5
Воздухопроводы сжатого воздуха от компрессора	0,8
Конденсаторопроводы, работающие периодически	1,0

## Коэффициенты местных сопротивлений

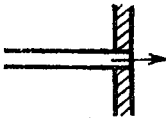
Вид сопротивления	Значение коэффициента местного сопротивления $\zeta$
-------------------	--

## Вход в трубу



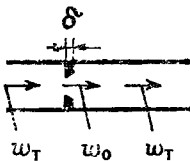
С острыми краями:  $\zeta = 0,5$   
 С закругленными краями:  $\zeta = 0,2$

## Выход из трубы



При расчете  $\Delta p$  по формуле (1.49) это сопротивление  $\zeta$  для выхода из трубы учитывать не надо  
 $\zeta = 1$

## Диафрагма (отверстие) с острыми краями в прямой трубе



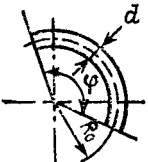
При  $\frac{\delta}{d_0} = 0 \div 0,015$  потеря давления  $\Delta p = \zeta \frac{\rho w_T^3}{2}$

Значение  $\zeta$  определяется по таблице:

$m$	0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,20	0,22
$\zeta$	7000	1670	730	400	245	165	117	86,0	65,5	51,5	40,0
$m$	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
$\zeta$	32,0	26,8	22,3	18,2	13,1	8,25	4,00	2,00	0,97	0,42	0,13

$d_0$  — диаметр отверстия диафрагмы, м;  $\delta$  — толщина диафрагмы, м;  
 $w_0$  — средняя скорость потока в отверстии, м/с;  
 $w_T$  — средняя скорость потока в трубе, м/с;  $m = \left(\frac{d_0}{D}\right)^2$ ;  $D$  — диаметр трубы, м

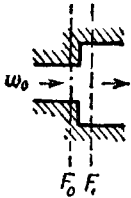


Вид сопротивления	Значение коэффициента местного сопротивления $\zeta$									
Отвод круглого или квадратного сечения	Коэффициент сопротивления $\zeta = AB$ определяется по таблицам:									
	Угол $\varphi$ , градусы	20	30	45	60	90	110	130	150	180
	A	0,31	0,45	0,6	0,78	1,0	1,13	1,20	1,28	1,40
$d$ — внутренний диаметр трубопровода, м; $R_0$ — радиус изгиба трубы, м	$R_0/d$	1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50		
	B	0,21	0,15	0,11	0,09	0,06	0,04	0,03		
Колено (угольник) 90° стандартный чугунный	Условный проход, мм	12,5		25		37		50		
	$\zeta$	2,2		2		1,6		1,1		
Вентиль нормальный	Значение $\zeta$ при полном открытии вентиля:									
	D, мм	13	20	40	80	100	150	200	250	350
	$\zeta$	10,8	8,0	4,9	4,0	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5
Вентиль прямооточный	При $Re = \frac{wD}{\nu} \geq 3 \cdot 10^5$ значение $\zeta$ определяется по таблице:									
	D, мм	25	38	50	65	76	100	150	200	250
	$\zeta$	1,04	0,85	0,70	0,65	0,60	0,50	0,42	0,36	0,32
Край пробочный	При $Re \leq 3 \cdot 10^5$ коэффициент сопротивления $\zeta = \zeta_1 K$ . Значение $\zeta_1$ определяется так же, как и при $Re \geq 3 \cdot 10^5$ , а значение K приведено в таблице:									
	Re	5000	10 000	20 000	50 000	100 000	200 000	300 000		
	K	1,40	1,07	0,94	0,88	0,91	0,93	1		
Задвижка	Условный проход, мм	15—10			175—200			300 и выше		
	$\zeta$	0,5			0,25			0,15		

Вид сопротивления

Значение коэффициента местного сопротивления  $\zeta$

Внезапное расширение



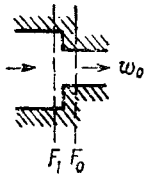
$Re = \frac{w_0 d_0}{\nu}$	$F_0/F_1$					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1
100	1,70	1,40	1,20	1,10	0,90	0,80
1 000	2,0	1,60	1,30	1,05	0,90	0,60
3 000	1,00	0,70	0,60	0,40	0,30	0,20
3 500 и более	0,81	0,64	0,50	0,36	0,25	0,16

$F_0$  — площадь меньшего поперечного сечения, м<sup>2</sup>;  
 $w_0$  — скорость потока в меньшем сечении, м/с;  
 $F_1$  — площадь большего поперечного сечения, м<sup>2</sup>;

$$Re = \frac{w_0 d_0}{\nu};$$

$$\Delta p_{расш} = \zeta (\rho w_0^2 / 2)$$

Внезапное сужение



$Re = \frac{w_0 d_0}{\nu}$	$F_0/F_1$					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
100	1,30	1,20	1,10	1,00	0,90	0,80
1 000	0,64	0,50	0,44	0,35	0,30	0,24
10 000	0,5	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20
> 10 000	0,45	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20

$F_0$  — площадь меньшего поперечного сечения, м<sup>2</sup>;  
 $w_0$  — скорость потока в меньшем сечении, м/с;  
 $F_1$  — площадь большего поперечного сечения, м<sup>2</sup>;

$$Re = \frac{w_0 d_0}{\nu};$$

$$\Delta p_{суж} = \zeta \left( \frac{\rho w_0^2}{2} \right)$$

Таблица XIV

Значения эквивалентного диаметра и коэффициента  $A$  при ламинарном режиме для различных сечений

Форма сечения	$d_э$	$A$
Круг диаметром $d$	$d$	64
Квадрат со стороной $a$	$a$	57
Равносторонний треугольник со стороной $a$	$0,58a$	53
Кольцо шириной $a$	$2a$	96
Прямоугольник со сторонами $a$ и $b$ :		
$a/b \approx 0$	$2a$	96
$a/b = 0,1$	$1,81a$	85
$a/b = 0,25$	$1,6a$	73
$a/b = 0,5$	$1,3a$	62
Эллипс ( $a$ — малая полуось, $b$ — большая полуось):		
$a/b = 0,1$	$1,55a$	78
$a/b = 0,3$	$1,4a$	73
$a/b = 0,5$	$1,3a$	68

Таблица XV

Значения коэффициентов расхода диафрагмы  $\alpha$

$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu}$	$m=0,05$	$m=0,1$	$m=0,2$	$m=0,3$	$m=0,4$	$m=0,5$	$m=0,6$	$m=0,7$
5 000	0,6032	0,6110	0,6341	—	—	—	—	—
10 000	0,6026	0,6092	0,6261	0,6530	0,6890	0,7367	0,7975	—
20 000	0,5996	0,6050	0,6212	0,6454	0,6765	0,7186	0,7753	0,8540
30 000	0,5990	0,6038	0,6187	0,6403	0,6719	0,7124	0,7650	0,8404
50 000	0,5984	0,6032	0,6168	0,6384	0,6666	0,7047	0,7553	0,8276
100 000	0,5980	0,6026	0,6162	0,6359	0,6626	0,6992	0,7472	0,8155
400 000	0,5978	0,6020	0,6150	0,6340	0,6600	0,6950	0,7398	0,8019

$d$  — внутренний диаметр трубопровода, м;  $\omega$  — средняя скорость жидкости или газа в трубопроводе, м/с;  $d_0$  — диаметр отверстия нормальной диафрагмы, м;  $m = (d_0/d)^2$ .

Таблица XVI

Значения поправочного множителя  $k$

Диаметр трубопровода, м	$m = 0,1$	$m = 0,2$	$m = 0,3$	$m = 0,4$	$m = 0,5$	$m = 0,6$	$m = 0,7$
0,05	1,0037	1,0063	1,0082	1,0118	1,0144	1,0172	1,02
0,10	1,0024	1,0045	1,0064	1,0065	1,0108	1,013	1,0148
0,20	1,0017	1,0023	1,0034	1,004	1,0052	1,006	1,007
0,30	1,0005	1,001	1,001	1,001	1,001	1,001	1,001

$m = (d_0/d)^2$ .

Таблица XVII

## Характеристика скрубберных насадок из колец и кускового материала

Вид насадки	Размеры элемента насадки мм	Число элементов в 1 м <sup>3</sup> объема, за-полненного насадкой	Свободный объем, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	Масса 1 м <sup>3</sup> насадки, кг
Кольца фарфоровые	8×8×1,5	1 465 000	0,64	570	600
» керамические	15×15×2	250 000	0,70	330	690
» »	25×25×3	53 200	0,74	204	532
» »	35×35×4	20 200	0,78	140	505
» »	50×50×5	6 000	0,785	87,5	530
» стальные	35×35×2,5	19 000	0,83	147	—
» »	50×50×1	6 000	0,95	110	430
Гравий круглый	42	14 400	0,388	80,5	—
Андезит кусковой	43,2	12 000	0,565	68	1200
Кокс кусковой	42,6	14 000	0,56	77	455
» »	40,8	15 250	0,545	86	585
» »	28,6	27 700	0,535	110	660
» »	24,4	64 800	0,532	120	600
Катализатор синтеза аммиака в кусочках	6,1	5 200 000	0,465	960	2420
Катализатор конверсии СО в таблетках	$d = 11,5; h = 6$	1 085 000	0,38	460	1100
Катализатор серноокислотный (ванадиевый) в таблетках	$d = 11; h = 6,5$	1 000 000	0,43	415	614

Таблица XVIII

## Характеристика хордовых насадок (деревянные рейки)

Сечение рейки	Размеры сечения, мм	Расстояние между рейками, мм	Расстояние между рядами реек, мм	Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>
Прямоугольное	12,5×100	25,0	20	50
	12,5×100	12,5	20	75
	12,5×100	10,0	20	89
Треугольное	30×30×30	30	12,5	78

Таблица XIX

## Зависимость атмосферного давления от высоты над уровнем моря

Пересчет в СИ: 1 м вод. ст. = 9810 Па.

Высота над уровнем моря, м	-600	0	+100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1500
Атмосферное давление $A$ , м вод. ст.	11,3	10,3	10,2	10,1	10,0	9,8	9,7	9,6	9,5	9,4	9,3	9,2	8,6

Допустимая высота всасывания (в м) при перекачивании воды поршневыми насосами

Частота вращения насоса, об/мин	Температура воды, °С						
	0	20	30	40	50	60	70
50	7	6,5	6	5,5	4	2,5	0
60	6,5	6	5,5	5	3,5	2	0
90	5,5	5	4,5	4	2,5	1	0
120	4,5	4	3,5	3	1,5	0,5	0
150	3,5	3	2,5	2	0,5	0	0
180	2,5	2	1,5	1	0	0	0

Таблица XXI

Значения постоянных  $c$  и  $m$  для различных типов мешалок

Тип мешалки	Геометрическая характеристика			Значения постоянных		Примечание	
	$H_0/d$	$D/d$	$h/d$	$c$	$m$		
Двухлопастная	2	2	0,36	111,0	1,0	$Re \leq 20$ $Re = 100 + 5 \cdot 10^4$	
»	3	3	0,33	14,35	0,31		
Двухлопастная с лопастями под углом 45°	3	3	0,33	6,8	0,2	Форма лопасти круглая	
Четырехлопастная	3	3	0,33	8,52	0,2		
Четырехлопастная с лопастями, наклонными вверх под углом 45°	3	3	0,33	5,05	0,2		
Четырехлопастная с лопастями, наклонными вверх под углом 60°	3	3	0,33	6,30	0,18		
Якорная двухлопастная	1,11	1,11	0,11	6,2	0,25		
» четырехлопастная	1,11	1,11	0,11	6,0	0,25		
Пропеллерная двухлопастная с углом наклона 22,5°	3	3	0,33	0,985	0,15		
Пропеллерная трехлопастная	3,5	3,8	1	230	1,67		$Re \leq 30$ $Re \leq 3 \cdot 10^3$ $Re > 3 \cdot 10^3$
Турбинная трехлопастная с входным отверстием 37 мм	3	3	0,33	4,63	0,35		
Турбинная шестилопастная с направляющим аппаратом	1,78	2,4	0,25	1,19	0,15		
Турбинная шестилопастная с направляющим аппаратом	3,90			3,90	0,2		

## Поверхностное натяжение жидкостей

Жидкость	Температура, °С	Поверхностное натяжение, $\sigma \cdot 10^8$ , Н/м
Азот жидкий	-196	8,5
Кислород жидкий	-183	13,2
Оливковое масло	+20	32,0
Парафиновое масло	+25	26,4
Скипидар	+15	27,3

Таблица XXIII

## Поверхностное натяжение водных растворов

Растворенное вещество	Температура, °С	Значение $\sigma \cdot 10^8$ (в Н/м) при различных концентрациях [в % (масс.)]			
		5	10	20	50
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	18	73,8	75,2	—	—
NaNO <sub>3</sub>	30	72,1	72,8	74,4	79,8
KCl	18	73,6	74,8	77,3	—
KNO <sub>3</sub>	18	73,0	73,6	75,0	—
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	10	75,8	77,0	79,2	106,4
NH <sub>4</sub> OH	18	66,5	63,5	59,3	—
NH <sub>4</sub> Cl	18	73,3	74,5	—	—
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	100	59,2	60,1	61,6	67,5
MgCl <sub>2</sub>	18	73,8	—	—	—

Таблица XXIV

## Поверхностное натяжение жидких веществ и водных растворов в зависимости от температуры

Вещество	Поверхностное натяжение $\sigma \cdot 10^8$ Н/м							
	-20 °С	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Азотная кислота, 100 %	48,3	44,8	41,4	38,2	35,2	32,4	29,8	27,4
» » 50 %	—	68,2	65,4	62,2	58,8	55,2	51,5	47,5
Аммиак жидкий	38	27	21,2	16,8	12,8	—	—	—
Аммиачная вода, 25 %	—	65,7	62,9	59,7	56,3	52,7	49	45
Анилин	—	—	42,9	40,6	38,3	36	33,7	31,4
Ацетон	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Бензол	—	31,7	29	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Бутиловый спирт	28	26,2	24,6	22,9	21,2	19,5	17,8	16
Вода	—	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Гексан	22,6	20,5	18,4	16,3	14,2	12,1	10	7,9
Глицерин, 50 %	—	72,4	69,6	66,4	63	59,4	55,7	51,7
Диоксид серы (жидк.)	31	26,8	22,7	18,8	14,8	—	—	—

Вещество	Поверхностное натяжение $\sigma$ , 10 <sup>-3</sup> Дин/см							
	-20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Диэтиловый эфир	22	19,5	17	14,6	12,4	10,2	8	6,1
Дихлорэтан	37,8	35	32,2	29,5	26,7	24	21,3	18,6
Изопропиловый спирт	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17	15,5	14
Кальций хлористый, 25 % раствор	89,4	86,6	83,8	80,6	77,2	73,6	69,9	65,9
Метилловый спирт, 100 %	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Муравьиная кислота	—	39,8	37,6	35,5	33,3	31,2	29	26,8
Натр едкий, 50 % раствор	—	—	130	130	129	129	128	128
» » 40 % »	—	—	108	108	107	107	106	106
» » 30 % »	—	—	97	96,4	95,8	95,3	94,4	93,6
» » 20 % »	—	—	85,8	85	84,7	83,2	81,3	79,6
» » 10 % »	—	—	77,3	76,1	75	73	70,7	69
Натрий хлористый, 20 % раствор	—	82,6	79,8	76,6	73,2	69,6	65,9	61,9
Нитробензол	—	46,4	43,9	41,4	39	36,7	34,4	32,2
Октан	25,8	23,8	21,8	19,8	17,9	15,9	13,9	11,9
Серная кислота, 98 %	—	55,9	55,1	54,3	53,7	53,1	52,5	51,9
» » 92 %	63	61,9	60,9	60,9	60,3	59,7	59,1	58,5
» » 75 %	74,1	73,6	73,1	72,6	72,1	71,6	71,1	70,6
» » 60 %	77,3	76,7	76,1	75,4	74,5	73,6	72,7	71,8
Сероуглерод	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Солиная кислота, 30 %	—	72,6	69,8	66,6	63,2	59,6	55,9	51,9
Толуол	33	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3
Уксусная кислота, 100 %	—	29,7	27,8	25,8	23,8	21,8	19,8	18
» » 50 %	—	43	40	37	33	30	27	24
Фенол (расплавленный)	—	43,1	40,9	38,8	36,6	34,4	32,2	30
Хлорбензол	38,4	36	33,6	31,1	28,8	26,5	24,1	21,8
Хлороформ	32,8	30	27,2	24,4	21,7	19	16,3	13,6
Четыреххлористый углерод	31	29,5	26,9	24,5	22	19,6	17,3	15,1
Этилацетат	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Этиловый спирт, 100 %	25,7	24	22,3	20,6	19	17,3	15,5	13,4
» » 80 %	—	26	25	23	21	20	18	16
» » 60 %	—	28	27	25	23	22	20	18
» » 40 %	—	32	30	28	26	24	22	19
» » 20 %	—	40	38	36	33	31	29	27

Таблица XXV

Средняя удельная теплоемкость некоторых твердых материалов при 0—100 °C, кДж/(кг·К)

Алюминий	0,92	Каменный уголь	1,30
Асбест	0,84	Кварц	0,80
Бетон	1,13	Кирпич красный	0,92
Бронза	0,385	Кирпич огнеупорный	0,88—1,01
Винипласт	1,76	Кокс	0,84
Глина	0,92	Латушь	0,394
Дерево (сосна)	2,72	Лед	2,14
Железо	0,50	Литье каменное	0,84
Известняк, известь	0,92	Магnezия	0,92
Каолин	0,92	Медь	0,385

Мел	0,88	Стекло	0,42—0,84
Нафталин	1,30	Текстолит	1,47
Парафин	2,72	Целлюлоза	1,55
Песок сухой	0,80	Цинк	0,38
Пробка	1,68	Чугун	0,50
Резина	1,68	Шерсть	1,63
Свинец	0,13	Шлак	0,75
Сталь	0,50		

Таблица XXVI

Средняя удельная теплоемкость некоторых жидкостей, кДж/(кг·К)  
(отсутствующих на рис. XI)

Азот жидкий	2,01	Кислород жидкий	1,68
Азотная кислота	2,77	Машинное масло	1,68
Аммиак	4,19	Нитробензол	1,38
Бензин	1,84	Серный ангидрид	1,34
Гексан	2,51	Скипидар	1,76
Керосин	2,10	Фенол	2,35

Таблица XXVII

Мольная теплоемкость газов, кДж/(кмоль·К) (при  $p_{абс} = 1 \text{ атм}$ ) \*

Пересчет в СИ: 1 атм = 760 мм рт. ст. = 101 325 Па.

Газ	Температура, °С			
	0	100	300	600
Азот, кислород, воздух, оксид углерода	29,0	29,3	30,0	31,0
Аммиак	35,3	37,9	43,2	50,1
Водород	29,1	29,3	29,7	30,4
Водяной пар	35,0	35,5	36,7	39,3
Диоксид углерода и диоксид серы	38,6	41,1	45,7	54,3
Метан	35,7	39,7	47,8	59,8
Сероводород	34,3	35,8	38,8	43,3
Хлор	36,3	36,4	36,7	37,0

\* С допустимым приближением данными таблицы можно пользоваться и при давлении порядка нескольких атмосфер.



Таблица XXVIII

Коэффициенты теплопроводности некоторых материалов при 0—100 °С

Материал	Плотность (для сыпучих материалов насыпная плотность), кг/м <sup>3</sup>	Коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)
Асбест	600	0,151
Бетон	2 300	1,28
Винипласт	1 380	0,163
Войлок шерстяной	300	0,047
Дерево (сосна) поперек волокон	600	0,140—0,174
» » вдоль волокон	600	0,384
Кладка из обыкновенного кирпича	1 700	0,698—0,814
» » огнеупорного кирпича	1 840	1,05 *
» » изоляционного кирпича	600	0,116—0,209
Краска масляная	—	0,233
Лед	920	2,33
Литье каменное	3 000	0,698
Магnezия 85 % в порошке	216	0,070
Накипь, водяной камень	—	1,163—3,49
Опилки древесные	230	0,070—0,093
Пенопласт	30	0,047
Песок сухой	1 500	0,349—0,814
Пробковая мелочь	160	0,047
Ржавчина (окалина)	—	1,16
Совелит	450	0,098
Стекло	2 500	0,698—0,814
Стекланная вата	200	0,035—0,070
Текстолит	1 380	0,244
Торфоплиты	220	0,064
Фазолит	1 730	0,419
Шлаковая вата	250	0,076
Эмаль	2 350	0,872—1,163
<b>Металлы</b>		
Алюминий	2 700	203,5
Бронза	8 000	64,0
Латунь	8 500	93,0
Медь	8 800	384
Свинец	11 400	34,9
Сталь	7 850	46,5
» нержавеющая	7 900	17,5
Чугун	7 500	46,5—93,0

\* При температуре 800—1100 °С.

Таблица XXIX

Коэффициенты теплопроводности жидкостей и водных растворов  
(не приведенных на рис. X)

Вещество	Концентрация, % (масса.)	Температура, °C	Коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)
BaCl <sub>2</sub>	21	32	0,58
KBr	40	32	0,50
KOH	21	32	0,58
	42	32	0,55
K <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10	32	0,60
KCl	15	32	0,58
	30	32	0,56
MgSO <sub>4</sub>	22	32	0,59
MgCl <sub>2</sub>	11	32	0,58
	29	32	0,52
CuSO <sub>4</sub>	18	32	0,58
NaBr	20	32	0,57
	40	32	0,54
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	10	32	0,58
NaCl	12,5	32	0,58
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	30	32	0,52
	60	32	0,44
	90	32	0,35
HCl	12,5	32	0,52
	25	32	0,48
	38	32	0,44
Аммиак жидкий	100	0	0,541
	100	100	0,314
Дихлорэтан	100	0	0,1396
Уксусная кислота	50	0	0,314
	50	100	0,477
Хлорбензол	100	0	0,132
	100	100	0,1128
Хлороформ	100	0	0,142
	100	100	0,0919

Таблица XXX

Коэффициенты теплопроводности газов при  $p_{абс} = 1 \text{ атм}^*$  [в Вт/(м·К)]

Газ	Температура, °C			
	0	50	100	200
Азот	0,0233	0,0267	0,0314	0,0384
Аммиак	0,0209	0,0256	0,0314	—
Водород	0,1628	0,1861	0,2210	0,2559
Водяной пар	0,0163	0,0198	0,0244	0,0326
Воздух	0,0244	0,0279	0,0326	0,0395
Кислород	0,0244	0,0291	0,0326	0,0407
Метан	0,0302	0,0361	0,0465	—
Оксид углерода	0,0221	0,0244	—	—
Диоксид углерода	0,0140	0,0186	0,0233	0,0314
Этан	0,0174	0,0233	0,0314	—
Этилен	0,0163	0,0209	0,0267	—

\* Пересчет в СИ и примечание см. табл. XXV11

## Среднее значение тепловой проводимости загрязнений стенок

Теплоносители	Тепловая проводимость
	загрязнений стенок $\frac{1}{\gamma_{\text{загр}}}$ , Вт/(м <sup>2</sup> ·К)
Вода загрязненная	1 400—1 860 *
» среднего качества	1 860—2 900 *
» хорошего качества	2 900—5 800 *
» очищенная	2 900—5 800 *
» дистиллированная	11 600
Нефтепродукты чистые, масла, пары хладагентов	2 900
Нефтепродукты сырые	1 160
Органические жидкости, рассолы, жидкие хладагенты	5 800
Водяной пар (с содержанием масла)	5 800
Органические пары	11 600
Воздух	2 800

\* Для воды меньшие значения тепловой проводимости загрязнений соответствуют более высоким температурам.

Таблица XXXII

Коэффициенты объемного расширения жидкостей при ~20 °С (в К<sup>-1</sup>)

Жидкость:	$\beta \cdot 10^3$	Жидкость	$\beta \cdot 10^3$
Бензин	125	Пентан	159
Глицерин	53	Раствор CaCl <sub>2</sub> , 6 % *	25
Керосин	100	» CaCl <sub>2</sub> , 41 %	46
m-Ксилол	101	» NaCl, 26 % *	44
Масло оливковое	70	Скипидар	94
» парафиновое	90	Спирт амилловый	93

\* Значения  $\beta$  для рассолов см. Д а н и л о в а Г. Н. и др. Сборник задач и расчетов по теплопередаче. — М. -Л.: Госторгиздат, 1961.

Таблица XXXIII

Коэффициент  $\beta$  объемного расширения жидких веществ и водных растворов в зависимости от температуры

Вещество	$\beta \cdot 10^3$							
	-20 °С	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Азотная кислота, 50 %	—	0,84	0,88	0,92	0,97	1,03	1,09	—
Аммиак жидкий	1,84	2,15	2,42	2,8	3,2	4,3	6,2	14,5
Анилин	—	0,83	0,84	0,86	0,88	0,91	0,95	1,01
Ацетон	1,31	1,35	1,43	1,52	1,62	1,88	2	2,12
Бензол	—	1,18	1,22	1,26	1,3	1,37	1,43	1,57

Вещество	В. 10 <sup>3</sup>							
	-20 °С	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Бутиловый спирт	0,83	0,85	0,88	0,91	0,94	0,98	1,03	1,09
Вода	—	-0,06	0,21	0,39	0,53	0,63	0,75	0,86
Гексан	1,16	1,22	1,37	1,48	1,57	1,7	1,85	1,97
Диоксид серы (жидк.)	1,64	1,75	1,92	2,23	2,61	3,15	3,9	4,4
Дихлорэтан	1,07	1,11	1,16	1,21	1,26	1,31	1,37	1,44
Диэтиловый эфир	1,45	1,51	1,63	1,76	1,85	2,16	2,6	3,1
Изопропиловый спирт	0,98	1,01	1,05	1,08	1,12	1,16	1,2	1,27
Кальций хлористый, 25 % раствор	0,35	0,35	0,39	0,43	0,46	0,49	0,51	0,55
Метиловый спирт	1,09	1,14	1,19	1,27	1,3	1,42	1,61	1,81
Муравьиная кислота	—	0,98	0,99	1,01	1,04	1,08	1,13	1,16
Натр едкий, 50 % раствор	—	0,48	0,48	0,47	0,47	0,47	0,46	0,48
» » 40 % »	—	0,47	0,47	0,48	0,49	0,5	0,51	0,52
» » 30 % »	—	0,44	0,46	0,48	0,5	0,52	0,55	0,58
» » 20 % »	—	0,41	0,45	0,48	0,51	0,55	0,59	0,63
» » 10 % »	—	0,34	0,4	0,46	0,51	0,57	0,63	0,69
Натрий хлористый, 20 % раствор	—	0,36	0,41	0,46	0,5	0,54	0,58	0,62
Нитробензол	—	0,81	0,82	0,84	0,86	0,88	0,89	0,91
Октан	1,09	1,11	1,14	1,17	1,22	1,27	1,34	1,42
Серная кислота, 98 %	—	0,56	0,48	0,53	0,53	0,52	0,51	0,5
» » 92 %	0,58	0,58	0,58	0,57	0,56	0,56	0,55	0,55
» » 75 %	0,58	0,61	0,58	0,56	0,55	0,55	0,55	0,54
» » 60 %	0,58	0,58	0,56	0,55	0,55	0,54	0,53	0,53
Сероуглерод	1,13	1,14	1,19	1,28	1,41	1,6	1,84	2,05
Соляная кислота, 30 %	—	0,52	0,52	0,51	0,5	0,52	0,56	0,6
Толуол	1	1,04	1,07	1,11	1,17	1,24	1,33	1,44
Уксусная кислота	—	1,05	1,07	1,11	1,14	1,18	1,23	1,3
Фенол (расплавленный)	—	0,75	0,79	0,82	0,86	0,9	0,95	0,99
Хлорбензол	0,92	0,94	0,97	1,0	1,03	1,07	1,11	1,16
Хлороформ	1,18	1,22	1,27	1,34	1,43	1,53	1,65	1,8
Четыреххлористый углерод	1,14	1,18	1,22	1,26	1,32	1,37	1,5	1,62
Этилацетат	1,2	1,26	1,35	1,46	1,52	1,6	1,76	1,94
Этиловый спирт	1,03	1,05	1,08	1,13	1,22	1,33	1,44	1,87

Поверхности теплообмена (по  $d_{нар}$ ) испарителей ИН и ИК  
и конденсаторов КН и КК с трубами 25×2 мм по ГОСТ 15119—79  
и 15121—79

Диаметр кожуха (внутрен- ний), мм	Число труб		Длина труб, м				Типы аппаратов
	общее	на один ход	2	3	4	6	
			Площадь поверхности теплооб- мена, м <sup>2</sup> (по $d_{нар}$ )				
<b>Одноходовые</b>							
600	261	261	40	61	81	—	Испари- тели ИН, ИК
800	473	473	74	112	150	—	
1000	783	783	121	182	244	—	
1200	1125	1125	—	260	348	—	
1400	1549	1549	—	358	480	—	
<b>Двухходовые</b>							
600	244	122	—	57	76	114	
800	450	225	—	106	142	212	
1000	754	377	—	175	234	353	
1200	1090	545	—	—	338	509	
1400	1508	754	—	—	—	706	
<b>Четырехходовые</b>							
600	210	52,5	—	49	65	98	Конден- саторы КН, КК
800	408	102	—	96	128	193	
1000	702	175,5	—	163	218	329	
1200	1028	257	—	—	318	479	
1400	1434	358,5	—	—	—	672	
<b>Шестиходовые</b>							
600	198	33	—	46	62	93	
800	392	65,3	—	93	123	185	
1000	678	113	—	160	213	319	
1200	1000	166,6	—	—	314	471	
1400	1400	233,3	—	—	—	659	

Таблица XXXV

Количество ходов по трубам  $K$ , общее число труб  $n$ , площади проходных сечений одного хода по трубам  $S_T$  и в вырезе перегородки  $S_{С.ж.}$ , расстояния по диагонали до хорды сегмента  $h_1$  и допустимая разность температур кожуха ( $t_K$ ) и труб ( $t_T$ ) при  $P_y \leq 1,0$  МПа и  $t_T \leq 250$  °С для труб 25 × 2 мм с шагом 32 мм для стали 10 и 20 (исполнение М1).

Диаметр кожуха (внутренний), мм	$K$	$n$	$S_T \cdot 10^3, \text{ м}^2$	$S_{С.ж.} \cdot 10^3, \text{ м}^2$	$h_1, \text{ мм}$	$(t_K - t)_{\text{макс}}, \text{ К}$ (для ТН, ХН, КН, ИН)
150	1	13	0,4	0,5	25	
259	1	37	1,4	1,3	40	Для ХН 20 Для ТН 30
325	1	61	2,1	1,4	55	
	2	52	0,9			
400	1	111	3,8	2,2	68	80
	2	100	1,7			
600	1	261 (279)	9,0	4,9	111	40
	2	244 (262)	4,2			
	4	210 (228)	1,8			
	6	198 (216)	1,14			
800	1	473 (507)	16,7	7,7	166	
	2	450 (484)	7,8			
	4	408 (442)	3,1			
	6	392 (426)	2,2			
1000	1	783 (813)	27,0	12,1	194	50 Для ТН 60
	2	754 (784)	13,1			
	4	702 (732)	6,0			
	6	678 (708)	3,8			
1200	1	1125 (1175)	39,0	16,8	222	60
	2	1090 (1140)	13,9			
	4	1028 (1078)	8,5			
	6	1000 (1050)	5,7			

Примечания: 1. В скобках указано общее количество труб для случая, когда нет отбойников и трубы добавлены с двух сторон. см. ГОСТ 15118-79.

2. Значения  $h_1$  приведены для теплообменников и холодильников.

## Концентрации [в % (масс.)] некоторых водных растворов, кипящих под атмосферным давлением

Растворенное вещество	Температура кипения, °C								
	101	102	103	104	105	107	110	113	120
CaCl <sub>2</sub>	5,66	10,31	14,16	17,36	20,00	24,24	29,33	35,68	40,83
KOH	4,49	8,51	11,97	14,82	17,01	20,88	25,65	31,97	36,51
KCl	8,42	14,31	18,96	23,02	26,57	32,62	—	—	—
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	10,31	18,37	24,24	28,57	32,24	37,69	43,97	50,86	56,04
KNO <sub>3</sub>	13,19	23,66	32,23	39,20	45,10	54,65	65,34	79,53	—
MgCl <sub>2</sub>	4,67	8,42	11,66	14,31	16,59	20,32	24,41	29,48	33,07
MgSO <sub>4</sub>	14,31	22,78	28,31	32,23	35,32	42,86	—	—	—
NaOH	4,12	7,40	10,15	12,51	14,53	18,32	23,08	26,21	33,77
NaCl	6,19	11,03	14,67	17,69	20,32	25,09	—	—	—
NaNO <sub>3</sub>	8,26	15,61	21,87	27,53	32,43	40,47	49,87	60,94	68,94
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	15,26	24,81	30,73	—	—	—	—	—	—
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	9,42	17,22	23,72	29,18	33,86	—	—	—	—
CuSO <sub>4</sub>	26,95	39,98	40,83	44,47	—	—	—	—	—
ZnSO <sub>4</sub>	20,00	31,22	37,89	42,92	46,15	—	—	—	—
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	9,09	16,66	23,08	29,08	34,21	42,53	51,92	63,24	71,26
NH <sub>4</sub> Cl	6,10	11,35	15,96	19,80	22,89	28,37	35,98	46,95	—
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,34	23,14	30,65	36,71	41,79	49,73	—	—	—

Растворенное вещество	Температура кипения, °C									
	125	140	160	180	200	220	240	260	280	300
CaCl <sub>2</sub>	45,80	57,89	68,94	75,85	—	—	—	—	—	—
KOH	40,23	48,05	54,89	60,41	64,91	68,73	72,46	75,76	78,95	81,63
KCl	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	60,40	—	—	—	—	—	—	—	—	—
KNO <sub>3</sub>	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
MgCl <sub>2</sub>	36,02	38,61	—	—	—	—	—	—	—	—
MgSO <sub>4</sub>	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NaOH	37,58	48,32	60,13	69,97	77,53	84,03	88,89	93,02	95,92	98,47
NaCl	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NaNO <sub>3</sub>	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
CuSO <sub>4</sub>	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
ZnSO <sub>4</sub>	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	77,11	87,09	93,20	96,00	97,61	98,84	—	—	—	—
NH <sub>4</sub> Cl	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Удельная теплота растворения  $q$  некоторых солей в воде  
(1 кмоль соли в  $n$  кмоль воды)

Формула соли	Мольная масса, кг/кмоль	кДж/кмоль	$n$
NaCl	58,5	-4 944	100
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	142	-1 927	400
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> · 10H <sub>2</sub> O	322	+78 600	400
NaNO <sub>3</sub>	85	+21 080	200
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> · 1,5H <sub>2</sub> O	165	+1 590	400
KCl	74,6	+17 560	100
KNO <sub>3</sub>	101	+35 700	200
KOH · 2H <sub>2</sub> O	92	+126	170+30
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	132	+9 930	400
CaCl <sub>2</sub> · 6H <sub>2</sub> O	219	+18 060	400
MgCl <sub>2</sub> · 6H <sub>2</sub> O	203	-12 360	400

Примечание. Знак плюс обозначает растворение с поглощением теплоты, знак минус — с выделением теплоты.

Таблица XXXVIII

Давление насыщенного водяного пара при температурах от -20 до 100 °C

Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{мм рт. ст.}$	$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{мм рт. ст.}$	$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{мм рт. ст.}$	$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{мм рт. ст.}$	$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{мм рт. ст.}$
-20	0,772	5	6,54	30	31,82	55	118,0	80	355,1
-19	0,850	6	7,01	31	33,70	56	123,8	81	369,7
18	0,935	7	7,51	32	35,66	57	129,8	82	384,9
17	1,027	8	8,05	33	37,73	58	136,1	83	400,6
16	1,128	9	8,61	34	39,90	59	142,6	84	416,8
15	1,238	10	9,21	35	42,18	60	149,4	85	433,6
14	1,357	11	9,84	36	44,56	61	156,4	86	450,9
13	1,486	12	10,52	37	47,07	62	163,8	87	468,7
12	1,627	13	11,23	38	49,65	63	171,4	88	487,1
11	1,780	14	11,99	39	52,44	64	179,3	89	506,1
10	1,946	15	12,79	40	55,32	65	187,5	90	525,8
9	2,125	16	13,63	41	58,34	66	196,1	91	546,1
8	2,321	17	14,53	42	61,50	67	205,0	92	567,0
7	2,532	18	15,48	43	64,80	68	214,2	93	588,6
6	2,761	19	16,48	44	68,26	69	223,7	94	610,9
5	3,008	20	17,54	45	71,88	70	233,7	95	633,9
4	3,276	21	18,65	46	75,65	71	243,9	96	657,6
3	3,566	22	19,83	47	79,60	72	254,6	97	682,1
2	3,879	23	21,07	48	83,71	73	265,7	98	707,3
-1	4,216	24	22,38	49	88,02	74	277,2	99	733,2
0	4,579	25	23,76	50	92,51	75	289,1	100	760,0
+1	4,93	26	25,21	51	97,20	76	301,4		
2	5,29	27	26,74	52	102,1	77	314,1		
3	5,69	28	28,35	53	107,2	78	327,3		
4	6,10	29	30,04	54	112,5	79	341,0		



## Физические свойства воды (на линии насыщения)

Пересчет в СИ:  $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$ .

$\rho$ , кг/см <sup>3</sup>	$t$ , °C	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$i$ , кДж/ кг	$c$ , кДж/ кг·К	$\lambda \cdot 10^2$ , Вт/ м·К	$\alpha \cdot 10^7$ , м <sup>2</sup> /с	$\mu \cdot 10^6$ , Па·с	$\nu \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с	$\beta \cdot 10^4$ , К <sup>-1</sup>	$\sigma \cdot 10^4$ , кг/с <sup>2</sup>	Pr
1	0	1000	0	4,23	55,1	1,31	1790	1,79	-0,63	756	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1,37	1310	1,31	+0,70	762	9,52
1	20	998	83,8	4,19	59,9	1,43	1000	1,01	1,82	727	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	1,49	804	0,81	3,21	712	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	1,53	657	0,66	3,87	697	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	1,57	549	0,556	4,49	677	3,54
1	60	983	251	4,18	65,9	1,61	470	0,478	5,11	662	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	0,415	5,70	643	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	0,365	6,32	626	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	0,326	6,95	607	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	282	0,295	7,5	589	1,75
1,46	110	951	461	4,23	68,5	1,69	256	0,268	8,0	569	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	1,72	231	0,244	8,6	549	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	1,72	212	0,226	9,2	529	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	1,72	196	0,212	9,7	507	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	1,72	185	0,202	10,3	487	1,17
6,30	160	907	671	4,36	68,3	1,72	174	0,191	10,8	466	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	1,72	163	0,181	11,5	444	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	1,72	153	0,173	12,2	424	1,01

## Средняя температура и относительная влажность атмосферного воздуха в некоторых районах СССР

Наименование пункта	Январь		Июль	
	t, °C	Ф. %	t, °C	Ф. %
Алма-Ата	-8,6	87	22,1	56
Архангельск	-13,3	88	15,3	79
Астрахань	-7,1	91	25,2	58
Ашхабад	-0,4	86	29,6	41
Баку	+3,4	82	25,3	65
Благовещенск	-24,2	78	21,2	72
Брянск	-8,8	88	18,2	74
Владивосток	-13,7	74	20,6	77
Волгоград	-9,9	85	24,7	50
Вологда	-12,0	85	17,6	70
Воронеж	-9,8	90	20,6	62
Горький	-12,2	89	19,4	68
Грозный	-4,9	93	23,9	70
Днепропетровск	-6,0	88	22,3	60
Ереван	-5,8	89	25,0	50
Иваново	-12,0	90	18,8	71
Иркутск	-20,9	85	17,2	72
Казань	-13,6	86	19,9	63
Киев	-6,0	89	19,3	69
Киров	-15,1	86	18,1	71
Кировоград	-5,8	88	20,9	60
Красноводск	-2,4	78	28,6	46
Краснодар	-2,1	90	23,7	67
Красноярск	-18,2	81	19,3	72
Курск	-9,3	88	19,4	67
Кутаис	-4,4	75	23,8	73
Ленинград	-7,7	87	17,5	69
Минск	-6,8	88	17,5	78
Москва	-10,8	88	18,0	70
Николаев	-4,0	88	23,1	63
Новгород	-8,4	88	17,6	78
Новороссийск	-2,0	75	23,6	68
Новосибирск	-19,3	83	18,7	59
Одесса	-3,1	88	22,6	61
Омск	-19,6	85	19,1	70
Орел	-9,5	92	18,6	77
Пермь	-16,0	84	18,0	72
Псков	-7,1	86	17,5	72
Ростов н/Д	-6,1	89	23,7	59
Саратов	-11,3	84	23,1	53
Свердловск	-10,2	84	17,2	70
Смоленск	-8,4	88	17,6	78
Тамбов	-11,1	88	20,0	68
Ташкент	-1,3	81	26,8	46
Тбилиси	-0,1	80	24,6	51
Томск	-19,4	82	18,8	76
Уральск	-14,0	85	23,5	47
Уфа	-15,0	86	19,4	67
Харьков	-7,7	88	20,3	65
Целиноград	-17,0	85	20,3	59
Чита	-27,4	82	18,7	65

Значения коэффициента Генри  $H$  для водных растворов некоторых газов (в таблице даны значения  $E \cdot 10^{-6}$  в мм рт. ст.)

Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

Газ	Температура, °C											
	0	5	10	15	20	25	30	40	50	60	80	100
Азот	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9	95,9	95,9	95,4
Ацетилен	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	—	—	—	—	—
Бром	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,101	0,191	0,307	—	—
Водород	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1	57,4	57,4	56,6
Воздух	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5	81,7	81,7	81,6
Диоксид углерода	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	—	—	—
Кислород	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	52,2	53,3
Метан	17	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6	51,8	51,8	53,3
Оксид углерода	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3	64,3
Сероводород	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,03	1,12
Хлор	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	—	—
Этан	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23	26	32,2	42,9	50,2	50,2	52,6
Этилен	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	—	—	—	—	—

Т а б л и ц а X L I I

Коэффициенты диффузии газов и паров в воздухе (при нормальных условиях) \*

Газ	$D_0 \cdot 10^9, \text{ м}^2/\text{с}$	$D_0, \text{ м}^2/\text{ч}$
Азот	13,2	0,0175
Аммиак	17,0	0,0612
Бензол	7,7	0,0277
Водород	61,1	0,22
Водяной пар	21,9	0,079
Диоксид серы	10,3	0,037
» углерода	13,8	0,0497
Диэтиловый эфир	7,8	0,028
Кислород	17,8	0,064
Метиловый спирт	13,3	0,0478
Серный ангидрид	9,4	0,034
Серовуглерод	8,9	0,0321
Хлористый водород	13,0	0,0467
Этиловый спирт	10,2	0,0367

\* При других температурах и давлениях  $D = D_0 \cdot \frac{p_0}{p} \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2}$ 

Т а б л и ц а X L I I I

Коэффициенты диффузии некоторых газов в воде при 20 °С \*

Газ	$D_{20} \cdot 10^9, \text{ м}^2/\text{с}$	$D_{20}, \text{ м}^2/\text{ч}$
Азот	1,9	6,9
Аммиак	1,8	6,6
Водород	5,3	19,1
Диоксид углерода, оксид азота	1,8	6,4
Кислород	2,1	7,5
Хлор, сероводород	1,6	5,8
Хлористый водород (при 12 °С)	2,3	8,3

\* При других температурах  $D_t = D_{20} [1 + 0,02 (t - 20)]$ .

## Физические свойства некоторых органических жидкостей

Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

Жидкость	Химическая формула	Молярная масса, кг/кмоль	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Температура кипения, °С	Давление насыщенного пара при 20 °С, мм рт. ст.	Температура плавления, °С
Ацетон	CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	58,08	810	56	186	-94,9
Бензин	—	—	690—760	70—120	—	—
Бензол	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78,11	900	80,2	75	+5,5
Дихлорэтан	CH <sub>2</sub> Cl—CH <sub>2</sub> Cl	98,97	1250	83,7	65	—
Изопропилацетат	CH <sub>3</sub> COOC <sub>3</sub> H <sub>7</sub>	130,18	870	142,5	6	—
Ксилолы (смесь)	C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	106,16	860	136—145	10	-13+ +—48
Метилацетат	CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74,08	930	57,5	170	—
Пропилацетат	CH <sub>3</sub> COOC <sub>3</sub> H <sub>7</sub>	102,13	890	101,6	25	—
Сериуглерод	CS <sub>2</sub>	76,13	1290	46,3	298	-112
Скипидар	C <sub>10</sub> H <sub>16</sub>	136,1	850—880	155—190	4	—
Спирт бутиловый	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	74,12	810	117,7	4,7	-90
» изоамиловый	C <sub>5</sub> H <sub>11</sub> OH	88,15	810	132	2,2	-117
Спирт изобутиловый	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	74,12	800	108	8,8	-108
Спирт изопропиловый	C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> OH	60,09	785	82,4	32,4	-89
Спирт метиловый	CH <sub>3</sub> OH	32,04	800	64,7	9,7	-98
» пропиловый	C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> OH	60,09	800	97,2	14,5	-126
» этиловый	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	46,07	790	78,3	44	-114,5
Толуол	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	92,13	870	110,8	22,3	-95
Углерод четыреххлористый	CCl <sub>4</sub>	153,84	1630	76,7	90,7	-22,8
Хлороформ	CHCl <sub>3</sub>	119,38	1530	61,2	160	—
Этилацетат	CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	88,10	900	77,15	73	-83,6
Эфир диэтиловый	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	74,12	710	34,5	442	-116,3

Таблица XLV

## Удельная теплота парообразования некоторых веществ (в кДж/кг)

Вещество	Температура, °С				
	0	20	60	100	140
Аммиак	1265,4	1190,0	—	—	—
Анилин	—	—	—	—	435,8 (при 184 °С)
Ацетон	565,7	553,1	519,6	473,5	—
Бензол	448,3	435,8	408,5	379,2	346,1
Бутиловый спирт	703,9	687,2	653,6	611,7	561,5

Вещество	Температура, °C				
	0	20	60	100	140
Вода	2493,1	2446,9	2359,0	2258,4	2149,5
Диоксид углерода	235,1	155,4	—	—	—
Диэтиловый эфир	387,6	366,6	325,4	282,4	228,4
Изопропиловый спирт	775,2	750,0	699,7	636,9	557,3
Метиловый спирт	1198,3	1173,2	1110,4	1013,9	892,6
Нитробензол	—	—	—	—	331,0 (при 211 °C)
Пропиловый спирт	812,9	791,9	745,8	683,0	595,0
Сероуглерод	374,6	367,0	344,4	316,4	282,4
Толуол	414,8	407,7	368,8	368,7	344,0
Уксусная кислота	—	—	—	406,4 (при 118 °C)	395,5
Хладон-12 (фреон-12)	155,0	144,5	132,4	—	—
Хлор	266,5	253,1	222,0	176,8	71,23
Хлорбензол	375,8	369,5	354,4	338,1	320,5
Хлороформ	271,5	263,1	247,6	231,3	—
Четыреххлористый углерод	218,3	213,7	201,9	185,6	168,0
Этилацетат	427,4	411,5	385,9	355,7	317,2
Этиловый спирт	921,8	913,4	879,9	812,9	712,3

Таблица XLVI

Температуры кипения (в °C) некоторых органических жидкостей при давлениях < 1 атм

Пересчет: СИ 1 атм = 760 мм рт. ст. = 101 325 Па

Давление (абсолютное) мм рт. ст.	Анилин	Глицерин	м-Ксилол	Нитро- бензол	Толуол	Октан
10	60,4	167,2	28,3	84,9	6,1	19,2
20	82,0	182,2	41,1	99,3	18,4	31,5
40	96,7	198,0	55,3	115,4	31,8	45,1
60	106,0	208,0	64,4	125,8	40,3	53,8
100	119,9	220,1	76,8	139,9	51,9	65,7
200	140,1	240,0	95,5	161,2	69,5	83,6
400	161,9	263,0	116,7	185,8	89,5	104,0
760	184,4	290,0	139,1	210,6	110,6	125,6

Равновесные составы жидкости и пара для некоторых бинарных систем  
при  $P_{\text{атм}} = 760$  мм рт. ст.

Метиловый спирт — вода			Хлороформ — Бензол		
$t, ^\circ\text{C}$	% (мол.) метилового спирта		$t, ^\circ\text{C}$	% (мол.) хлороформа	
	в жидкости	в паре		в жидкости	в паре
100,0	0	0	80,6	0	0
96,4	2	13,4	79,8	8	13
93,5	4	23,0	79,0	15	20
91,2	6	30,4	78,2	22	30
87,7	10	41,8	77,3	29	40
81,7	20	57,9	76,4	36	50
78,0	30	69,5	75,3	44	60
75,3	40	72,9	74,0	54	70
73,1	50	77,9	71,9	66	80
71,2	60	82,5	68,9	79	90
69,3	70	87,0	61,4	100	100
67,5	80	91,5			
66,0	90	95,8			
64,5	100	100			

Вода — уксусная кислота			Азот — кислород		
$t, ^\circ\text{C}$	% (мол.) воды		$T, \text{K}$	% (мол.) азота	
	в жидкости	в паре		в жидкости	в паре
118,1	0	0	90,1	0	0
115,4	5	9,2	89,5	3,5	13,0
113,8	10	16,7	89	6,2	20,2
110,1	20	30,2	88	11,5	30,4
107,5	30	42,5	87	17,1	39,7
105,8	40	53,0	86	22,2	47,8
104,4	50	62,6	85	27,7	55,7
103,2	60	71,6	84	33,8	63,1
102,1	70	79,5	83	40,5	70,1
101,3	80	86,4	82	47,8	76,4
100,6	90	93,0	81	56,6	82,3
100,0	100	100	80	66,6	88,0
			79	78,4	93,2
			78	91,9	97,8
			77,3	100	100

## Физические свойства насыщенного пара аммиака

Пересчет в СИ:  $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$ .

Температура, °C	Давление (абсолютное), кгс/см <sup>2</sup>	Удельный объем		Плотность		Удельная теплота испарения, $r = i'' - i'$ , кДж/кг
		жидкость $v'$ , дм <sup>3</sup> /кг	пара $v''$ м <sup>3</sup> /кг	жидкость $\rho'$ , кг/дм <sup>3</sup>	пара $\rho''$ , кг/м <sup>3</sup>	
-50	0,4168	1,4245	2,6170	0,7020	0,382	1416
-45	0,5562	1,4367	2,0015	0,6960	0,500	1402
-40	0,7318	1,4493	1,5503	0,6900	0,645	1388
-35	0,9503	1,4623	1,2151	0,6839	0,823	1374
-30	1,219	1,4757	0,9630	0,6777	1,038	1360
-25	1,546	1,4895	0,7712	0,6714	1,297	1345
-20	1,940	1,5037	0,6236	0,6650	1,604	1329
-15	2,410	1,5185	0,5087	0,6585	1,966	1314
-10	2,966	1,5338	0,4184	0,6520	2,390	1297
-5	3,619	1,5496	0,3469	0,6453	2,883	1281
0	4,379	1,5660	0,2897	0,6386	3,452	1263
+5	5,259	1,5831	0,2435	0,6317	4,108	1246
+10	6,271	1,6008	0,2058	0,6247	4,859	1227
+15	7,431	1,6193	0,1740	0,6175	5,718	1210
+20	8,741	1,6386	0,1494	0,6103	6,694	1188
+25	10,225	1,6588	0,1283	0,6028	7,795	1168
+30	11,895	1,6800	0,1107	0,5952	9,034	1146
+35	13,765	1,7023	0,0959	0,5875	10,431	1124
+40	15,850	1,7257	0,0833	0,5795	12,005	1101
+45	18,165	1,7504	0,0726	0,5713	12,774	1078
+50	20,727	1,7766	0,0635	0,5629	15,756	1053

Таблица XLIX

Физические свойства насыщенного пара дифтордихлорметана  
(хладона-12)Пересчет в СИ:  $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$ .

Температура °C	Давление (абсолютное), кгс/см <sup>2</sup>	Плотность		Удельная теплота испарения $r$ , кДж/кг
		жидкость, кг/дм <sup>3</sup>	пара, кг/м <sup>3</sup>	
+40	9,78	1,25	53,1	132,4
+30	7,59	1,29	41,2	138,7
+25	6,63	1,31	36,1	142,0
+20	5,79	1,33	31,5	145,0
+10	4,32	1,36	23,8	150,0
0	3,15	1,39	17,7	155,0
-10	2,21	1,43	12,8	160,0
-15	1,86	1,44	10,8	161,7
-20	1,54	1,46	9,04	163,8
-25	1,26	1,47	7,52	165,5
-30	1,03	1,49	6,2	167,6
-35	0,824	1,5	5,07	169,3
-40	0,655	1,52	4,1	171,0
-50	0,399	1,54	2,6	175,0
-60	0,231	1,57	1,56	178,0
-70	0,125	1,6	0,888	182,0
-80	0,063	1,63	0,47	185,0



Таблица L

## Физические свойства водных растворов хлористого натрия при низких температурах

Содержание соли в растворе, % (масс.)	Плотность при 15 °С, кг/м <sup>3</sup>	Температура заморозания, °С	Динамический коэффициент вязкости $\mu \cdot 10^4$ , Па·с				Коэффициент теплопроводности $\lambda$ Вт/(м·К)			
			0 °С	-5 °С	-10 °С	-15 °С	-20 °С	0 °С	-10 °С	-20 °С
0,1	1000	0,0	17,66	—	—	—	—	0,5815	—	—
1,5	1010	-0,9	17,85	—	—	—	—	0,5780	—	—
2,9	1020	-1,8	18,05	—	—	—	—	0,5757	—	—
4,3	1030	-2,6	18,25	—	—	—	—	0,5734	—	—
5,6	1040	-3,5	18,44	—	—	—	—	0,5710	—	—
7,0	1050	-4,4	18,74	—	—	—	—	0,5687	—	—
8,3	1060	-5,4	19,13	23,05	—	—	—	0,5664	—	—
9,6	1070	-6,4	19,62	23,74	—	—	—	0,5641	—	—
11,0	1080	-7,5	20,21	24,43	—	—	—	0,5606	—	—
12,3	1090	-8,6	20,80	25,21	—	—	—	0,5582	—	—
13,6	1100	-9,8	21,48	26,09	—	—	—	0,5559	—	—
14,9	1110	-11,0	22,37	27,17	33,45	—	—	0,5536	0,5187	—
16,2	1120	-12,2	23,25	28,35	34,92	—	—	0,5513	0,5164	—
17,5	1130	-13,6	24,33	29,72	36,79	—	—	0,5489	0,5140	—
18,8	1140	-15,1	25,60	31,20	38,75	47,77	—	0,5466	0,5117	—
20,0	1150	-16,6	26,88	32,77	40,81	50,13	—	0,5443	0,5094	—
21,2	1160	-18,2	28,25	34,43	43,07	52,78	—	0,5420	0,5071	—
22,4	1170	-20,0	29,63	36,40	45,62	55,82	68,67	0,5408	0,5059	0,4768
23,1	1175	-21,2	30,41	37,47	47,09	57,49	70,44	0,5396	0,5047	0,4757
23,7	1180	-17,2	31,39	38,55	48,66	59,35	—	0,5385	0,5036	—
24,9	1190	-9,5	32,96	40,71	—	—	—	0,5361	—	—
26,1	1200	-1,7	34,73	—	—	—	—	0,5338	—	—
26,3	1203	0,0	35,02	—	—	—	—	0,5338	—	—

Таблица LI

## Физические свойства водных растворов хлористого кальция при низких температурах

Содержание соли в растворе, % (масс.)	Плотность при 15 °С, кг/м <sup>3</sup>	Температура заморозания, °С	Динамический коэффициент вязкости $\mu \cdot 10^4$ , Па·с				Коэффициент теплопроводности $\lambda$ , Вт/(м·К)			
			0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С	0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С
0,1	1000	0,0	17,76	—	—	—	0,5815	—	—	—
5,9	1050	-3,0	19,82	—	—	—	0,5675	—	—	—
11,5	1100	-7,1	22,96	—	—	—	0,5524	—	—	—
16,8	1150	-12,7	27,66	43,65	—	—	0,5350	0,504	—	—
17,8	1160	-14,2	28,74	45,13	—	—	0,5303	0,500	—	—
18,9	1170	-15,7	29,92	46,70	—	—	0,5257	0,497	—	—
19,9	1180	-17,4	31,20	48,46	—	—	0,5210	0,493	—	—
20,9	1190	-19,2	32,77	50,72	—	—	0,5164	0,490	—	—
21,9	1200	-21,2	34,43	53,27	86,13	—	0,5117	0,486	0,465	—
22,8	1210	-23,3	36,20	56,11	90,15	—	0,5071	0,484	0,463	—
23,8	1220	-25,7	38,16	59,25	94,76	—	0,5024	0,480	0,450	—

Содержание соли в растворе % (Масс.)	Плотность при 15 °С, кг/м³	температура, °С замерзания,	Динамический коэффициент вязкости $\mu \cdot 10^4$ , Па·с				Коэффициент теплопроводности $\lambda$ , Вт/(м·К)			
			0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С	0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С
24,7	1230	-28,3	40,22	62,6	99,96	—	0,4978	0,477	0,457	—
25,7	1240	-31,2	42,58	66,81	105,7	148,1	0,4931	0,473	0,455	0,437
26,6	1250	-34,6	45,22	70,83	111,7	158,9	0,4885	0,470	0,452	0,436
27,5	1260	-38,6	48,07	75,24	118,5	171,7	0,4838	0,464	0,449	0,435
28,4	1270	-43,6	51,21	80,25	126,9	188,4	0,4792	0,463	0,446	0,434
29,4	1280	-50,1	54,94	86,33	137,9	212,9	0,4745	0,459	0,444	0,433
29,9	1286	-55,0	56,90	90,45	143,9	225,6	0,4722	0,457	0,443	0,431
30,3	1290	-50,6	58,86	93,29	149,6	238,4	0,4699	0,456	0,442	0,430
31,2	1300	-41,6	63,37	100,6	161,9	265,9	0,4652	0,452	0,438	0,429
32,1	1310	-33,9	68,28	108,7	176,3	307,1	0,4605	0,449	0,436	0,428
33,0	1320	-27,1	73,87	117,3	191,9	—	0,4571	0,444	0,434	—
33,9	1330	-21,2	80,15	127,2	210,0	—	0,4524	0,441	0,431	—
34,7	1340	-15,6	86,52	138,1	—	—	0,4478	0,438	—	—
35,6	1350	-10,2	93,20	151,9	—	—	0,4431	0,433	—	—
36,4	1360	-5,1	100,9	—	—	—	0,4396	—	—	—
37,3	1370	0,0	109,2	—	—	—	0,4350	—	—	—

Таблица ЛII

Удельная теплоемкость водных растворов хлористого натрия и хлористого кальция [в кДж/(кг·К)]

Плотность при 15 °С, кг/м³	Хлористый натрий			Плотность при 15 °С, кг/м³	Хлористый кальций			
	0 °С	-10 °С	-20 °С		0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С
1010	4,077	—	—	1100	3,503	—	—	—
1020	4,006	—	—	1110	3,444	—	—	—
1030	3,943	—	—	1120	3,385	—	—	—
1040	3,884	—	—	1130	3,331	3,306	—	—
1050	3,830	—	—	1140	3,276	3,251	—	—
1060	3,775	—	—	1150	3,226	3,201	—	—
1070	3,725	—	—	1160	3,176	3,155	—	—
1080	3,679	—	—	1170	3,130	3,109	—	—
1090	3,633	—	—	1180	3,088	3,063	—	—
1100	3,591	3,582	—	1190	3,046	3,021	—	—
1110	3,553	3,541	—	1200	3,004	2,979	2,954	—
1120	3,515	3,503	—	1210	2,967	2,941	2,916	—
1130	3,478	3,469	—	1220	2,933	2,908	2,883	—
1140	3,444	3,432	—	1230	2,899	2,874	2,849	—
1150	3,411	3,398	—	1240	2,870	2,845	2,819	2,795
1160	3,377	3,365	—	1250	2,841	2,816	2,791	2,765
1170	3,344	3,335	3,323	1260	2,812	2,786	2,761	2,736
1175	3,331	3,323	3,310	1270	2,782	2,757	2,732	2,707
1203	3,251	—	—	1280	2,757	2,732	2,707	2,682
				1286	2,740	2,715	2,690	2,665
				1370	2,531	—	—	—

## Удельная теплота адсорбции углем некоторых органических веществ

Вещество	Формула	Теплота адсорбции	
		кДж/кмоль	кДж/кг
Бензин	—	50 280	628,5
Бензол *	$C_6H_6$	61 590	789,8
Бутил хлористый	$CH_3(CH_2)_3Cl$	65 360	706,4
втор-Бутил хлористый	$CH_3CHClC_2H_5$	60 340	652,4
трет-Бутил хлористый	$(CH_3)_3CCl$	56 980	615,9
Дихлорметан	$CH_2Cl_2$	51 960	611,3
Изопропил хлористый	$CH_3CHClCH_3$	54 890	699,3
Метан	$CH_4$	18 860	1230
Метил хлористый	$CH_3Cl$	38 550	763,4
Пропил хлористый	$CH_3(CH_2)_2Cl$	61 170	779,3
Сероуглерод *	$CS_2$	52 380	689,3
Спирт метиловый	$CH_3OH$	54 890	1715
» пропиловый	$C_3H_7OH$	68 720	1145
» этиловый *	$C_2H_5OH$	62 850	1366
Углерод четыреххлористый *	$CCl_4$	64 110	415,2
Хлороформ *	$CHCl_3$	60 760	508,2
Этил бромистый *	$C_2H_5Br$	58 240	534,6
» иодистый *	$C_2H_5I$	58 660	376,3
» хлористый *	$C_2H_5Cl$	50 280	779,3
Этилформиат *	$HCOOC_2H_5$	60 760	820,8
Эфир диэтиловый *	$(C_2H_5)_2O$	64 950	877,8

Примечания. 1. Величины теплоты адсорбции даны для условий поглощения 1 кмоль пара 500 кг угля при 0 °С (за исключением бензина, для которого соотношение между количествами поглощенного вещества и угля не указывается).  
2. Звездочкой отмечены вещества, для которых теплота адсорбции рассчитана по формуле (9.8)  $q = ma^n$  (в Дж/кг угля)

Таблица LIV

## Степень извлечения экстрагируемого вещества при последовательной обработке одинаковыми порциями свежего растворителя

Отношение потоков $a$	Число промынок							
	1		2		3		4	
	степень извлечения, % (масс.)	общий объем растворителя	степень извлечения, % (масс.)	общий объем растворителя	степень извлечения, % (масс.)	общий объем растворителя	степень извлечения, % (масс.)	общий объем растворителя
1	50,00	1	75,00	2	87,50	3	93,75	4
2	66,67	2	88,89	4	96,30	6	98,76	8
3	75,00	3	93,75	6	98,44	9	99,61	12
4	80,00	4	96,00	8	99,20	12	99,84	16
5	83,33	5	97,22	10	99,54	15	99,92	20
6	85,71	6	97,96	12	99,71	18	99,96	24
7	87,50	7	98,44	14	99,81	21	99,98	28
8	88,89	8	98,76	16	99,86	24	99,98	32
9	90,00	9	99,00	18	99,90	27	99,99	36
10	90,90	10	99,17	20	99,92	30	99,99	40

Таблица LV

Степень извлечения [в % (масс.)] экстрагируемого вещества при обработке твердого материала в протнвоточе

Отношение потоков $a$	Число ступеней экстрагирования $n_0$					
	1	2	3	4	5	6
1	50,00	66,67	75,00	80,00	83,33	85,71
2	66,67	85,71	93,00	96,77	98,42	99,21
3	75,00	92,31	97,50	99,17	99,73	99,91
4	80,00	95,24	98,82	99,71	99,93	—
5	83,33	96,77	99,36	99,87	99,97	—
6	85,71	97,67	99,61	99,94	—	—
7	87,50	98,24	99,75	99,96	—	—
8	88,89	98,63	99,83	99,98	—	—
9	90,00	98,90	99,88	99,99	—	—
10	90,90	99,10	99,91	—	—	—

Таблица LVI

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от температуры

Пересчет в СИ: 1 кгс/см<sup>2</sup> = 9,81 · 10<sup>4</sup> Па.

Температура °С	Давление (абсолютное), кгс/см <sup>2</sup>	Удельный объем, м <sup>3</sup> /кг	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Удельная энтальпия жидкости $i'$ , кДж/кг	Удельная энтальпия пара $i''$ , кДж/кг	Удельная теплота парообразования $r$ , кДж/кг
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493,1
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2481,7
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2512,3	2470,4
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	2522,4	2459,5
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2532,0	2448,2
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541,7	2436,9
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2551,3	2425,6
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2414,3
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403,0
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2579,8	2391,3
50	0,1258	12,054	0,0830	209,50	2589,5	2380,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2608,3	2356,9
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2617,5	2345,2
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2626,3	2333,0
75	0,393	4,139	0,2416	314,3	2636	2321
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	2644	2310
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	2653	2297
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	2662	2285
95	0,862	1,985	0,5039	398,1	2671	2273
100	1,033	1,675	0,5970	419,0	2679	2260
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	2687	2248
110	1,461	1,212	0,8254	461,3	2696	2234
115	1,724	1,038	0,9635	482,7	2704	2221
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	2711	2207
125	2,367	0,7715	1,296	525,4	2718	2194

Температура, °С	Давление (абсолютное), кгс/см <sup>2</sup>	Удельный объем, м <sup>3</sup> /кг	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Удельная энтальпия жидкости $i'$ , кДж/кг	Удельная энтальпия пара $i''$ , кДж/кг	Удельная теплота парообразования $r$ , кДж/кг
130	2,755	0,6693	1,494	546,8	2726	2179
135	3,192	0,5831	1,715	568,2	2733	2165
140	3,685	0,5096	1,962	589,5	2740	2150
145	4,238	0,4469	2,238	611,3	2747	2125
150	4,855	0,3933	2,543	632,7	2753	2120
160	6,303	0,3075	3,252	654,1	2765	2089
170	8,080	0,2431	4,113	719,8	2776	2056
180	10,23	0,1944	5,145	763,8	2785	2021
190	12,80	0,1568	6,378	808,3	2792	1984
200	15,85	0,1276	7,840	852,7	2798	1945
210	19,51	0,1045	9,567	897,9	2801	1904
220	23,66	0,0862	11,600	943,2	2803	1860
230	28,53	0,07155	13,98	989,3	2802	1813
240	34,13	0,05967	16,76	1035	2799	1763
250	40,55	0,04998	20,01	1082	2792	1710
260	47,85	0,04199	23,82	1130	2783	1653
270	56,11	0,03538	28,27	1178	2770	1593
280	65,42	0,02988	33,47	1226	2754	1528
290	75,88	0,02525	39,60	1275	2734	1459
300	87,6	0,02131	46,93	1327	2710	1384
310	100,7	0,01799	55,59	1380	2682	1302
320	115,2	0,01516	65,95	1437	2650	1213
330	131,3	0,01273	78,53	1498	2613	1117
340	149,0	0,01064	93,98	1564	2571	1009
350	168,6	0,00884	113,2	1638	2519	881,2
360	190,3	0,00716	139,6	1730	2444	713,6
370	214,5	0,00585	171,0	1890	2304	411,5
374	225	0,00310	322,6	2100	2100	0

Таблица LVII

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления

Пересчет в СИ: 1 кгс/см<sup>2</sup> = 9,81·10<sup>4</sup> Па.

Давление (абсолютное), кгс/см <sup>2</sup>	Температура, °С	Удельный объем, м <sup>3</sup> /кг	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Удельная энтальпия жидкости $i'$ , кДж/кг	Удельная энтальпия пара $i''$ , кДж/кг	Удельная теплота парообразования $r$ , кДж/кг
0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
0,015	12,7	89,64	0,01116	53,2	2518	2465
0,02	17,1	68,27	0,01465	71,6	2526	2455
0,025	20,7	55,28	0,01809	86,7	2533	2447
0,03	23,7	46,53	0,02149	99,3	2539	2440
0,04	28,6	35,46	0,02820	119,8	2548	2429
0,05	32,5	28,73	0,03481	136,2	2556	2420
0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	2562	2413

Давление (абсолютное), кгс/см <sup>2</sup>	Температура, °С	Удельный объем, м <sup>3</sup> /кг	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Удельная энтальпия жидкости $i'$ , кДж/кг	Удельная энтальпия пара $i''$ , кДж/кг	Удельная теплота парообразова- вания $r$ , кДж/кг
0,08	41,1	18,45	0,05420	172,2	2573	2400
0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
0,12	49,0	12,60	0,07937	205,3	2588	2382
0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2596	2372
0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
0,40	75,4	4,072	0,2456	315,9	2632	2320
0,50	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
0,60	85,5	2,785	0,3590	358,2	2650	2296
0,70	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
1,2	104,2	1,457	0,6865	437,0	2686	2249
1,4	108,7	1,261	0,7931	456,3	2693	2237
1,6	112,7	1,113	0,898	473,1	2703	2227
1,8	116,3	0,997	1,003	483,6	2709	2217
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
5,0	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
10	179,0	0,1985	5,037	759,6	2784	2024
11	183,2	0,1813	5,516	778,1	2787	2009
12	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
13	190,7	0,1545	6,474	811,2	2793	1984
14	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
15	197,4	0,1346	7,431	840,9	2796	1956
16	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
17	203,4	0,1192	8,389	867,7	2799	1931
18	206,2	0,1128	8,868	880,3	2800	1920
19	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
20	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
30	232,8	0,06802	14,70	1002	2801	1800
40	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
50	262,7	0,04007	24,96	1143	2780	1637
60	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1565
70	284,5	0,02769	36,12	1249	2746	1497
80	293,6	0,02374	42,13	1294	2726	1432
90	301,9	0,02064	48,45	1337	2705	1369
100	309,5	0,01815	55,11	1377	2684	1306
120	323,1	0,01437	69,60	1455	2638	1183
140	335,0	0,01164	85,91	1531	2592	1061
160	345,7	0,00956	104,6	1606	2540	934
180	355,4	0,00782	128,0	1684	2483	799
200	364,2	0,00614	162,9	1783	2400	617
225	374,0	0,00310	322,6	2100	2100	0

## Соотношения между единицами измерения

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношение между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
Длина	м	$1 \text{ мкм} = 10^{-6} \text{ м}$ $1 \text{ \AA} = 10^{-10} \text{ м}$ $1 \text{ ft} = 0,3048 \text{ м}$ $1 \text{ in} = 25,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$
Масса	кг	$1 \text{ т} = 1000 \text{ кг}$ $1 \text{ ц} = 100 \text{ кг}$ $1 \text{ lb} = 0,454 \text{ кг}$
Температура	К	$t \text{ }^\circ\text{C} = (t + 273,15) \text{ К}$ $t \text{ }^\circ\text{F} = \left[ \frac{5}{9} (t - 32) + 273,15 \right] \text{ К}$
Угол плоский	рад	$1^\circ = \frac{\pi}{180} \text{ рад}$ $1' = \frac{\pi}{10800} \text{ рад}$ $1 \text{ оборот} = 2\pi \text{ рад} = 6,28 \text{ рад}$
Вес (сила тяжести)	Н	$1 \text{ кг} = 9,81 \text{ Н}$ $1 \text{ дин} = 10^{-5} \text{ Н}$ $1 \text{ стен} = 10^3 \text{ Н}$ $1 \text{ lbf} = 4,45 \text{ Н}$
Вязкости коэффициент динамический	Па·с	$1 \text{ П} = 1 \text{ дин} \cdot \text{с} / \text{см}^2 = 0,1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $1 \text{ сП} = \frac{1}{9810} \frac{\text{кгс} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$
Вязкости коэффициент кинематический	м <sup>2</sup> /с	$1 \text{ lbf} \cdot \text{s} / \text{ft}^2 = 47,88 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $1 \text{ Ст} = 1 \text{ см}^2 / \text{с} = 10^{-4} \text{ м}^2 / \text{с}$ $1 \text{ ft}^2 / \text{s} = 0,093 \text{ м}^2 / \text{с}$ $1 \text{ ft}^2 / \text{h} = 25,81 \text{ м}^2 / \text{с}$
Давление	Па	$1 \text{ бар} = 10^5 \text{ Па}$ $1 \text{ мбар} = 100 \text{ Па}$ $1 \text{ дин} / \text{см}^2 = 1 \text{ мкбар} = 0,1 \text{ Па}$ $1 \text{ кгс} / \text{см}^2 = 1 \text{ ат} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 735 \text{ мм рт. ст.}$ $1 \text{ кгс} / \text{м}^2 = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм вод. ст.} = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм рт. ст.} = 133,3 \text{ Па}$ $1 \text{ lbf} / \text{in}^2 = 6894,76 \text{ Па}$ $1 \text{ lbf} / \text{ft}^2 = 47,88 \text{ Па}$ $1 \text{ ft}^2 / \text{s} = 0,0929 \text{ м}^2 / \text{с}$
Диффузии коэффициент	м <sup>2</sup> /с	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м} / \text{с} = 9,81 \text{ Вт}$ $1 \text{ эрг} / \text{с} = 10^{-7} \text{ Вт}$ $1 \text{ ккал} / \text{ч} = 1,163 \text{ Вт}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{s} = 1,356 \text{ Вт}$
Мощность	Вт	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м} / \text{с} = 9,81 \text{ Вт}$ $1 \text{ эрг} / \text{с} = 10^{-7} \text{ Вт}$ $1 \text{ ккал} / \text{ч} = 1,163 \text{ Вт}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{s} = 1,356 \text{ Вт}$
Натяжение поверхностное	Н/м	$1 \text{ кгс} / \text{м} = 9,81 \text{ Дж} / \text{м}^2$ $1 \text{ эрг} / \text{см}^2 = 1 \text{ дин} / \text{см} = 10^{-3} \text{ Дж} / \text{м}^2 = 10^{-3} \text{ ил} / \text{м}$
Объем	м <sup>3</sup>	$1 \text{ л} = 10^{-3} \text{ м}^3 = 1 \text{ дм}^3$ $1 \text{ ft}^3 = 28,3 \text{ дм}^3 = 2,83 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3$ $1 \text{ in}^3 = 16,387 \text{ см}^3 = 16,39 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3$

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношения между единицами измерения СИ и наиболее часто встречающимися единицами других систем и внесистемными
Объем удельный	м <sup>3</sup> /кг	1 м <sup>3</sup> /т = 10 <sup>-3</sup> м <sup>3</sup> /кг 1 дм <sup>3</sup> /кг = 1 см <sup>3</sup> /г = 10 <sup>-3</sup> м <sup>3</sup> /кг
Плотность	кг/м <sup>3</sup>	1 т/м <sup>3</sup> = 1 кг/дм <sup>3</sup> = 1 г/см <sup>3</sup> = 10 <sup>3</sup> кг/м <sup>3</sup> 1 кгс·с <sup>2</sup> /м <sup>4</sup> = 9,81 кг/м <sup>3</sup> 1 lb/ft <sup>3</sup> ≈ 16,02 кг/м <sup>3</sup> 1 lb/in <sup>3</sup> ≈ 27,68·10 <sup>3</sup> кг/м <sup>3</sup>
Плотность теплового потока (теплонпряженне, удельная тепловая нагрузка)	Вт/м <sup>2</sup>	1 ккал/(м <sup>2</sup> ·ч) = 1,163 Вт/м <sup>2</sup>
Площадь	м <sup>2</sup>	1 ft <sup>2</sup> = 0,0929 м <sup>2</sup> 1 in <sup>2</sup> = 6,451·10 <sup>-4</sup> м <sup>2</sup>
Работа, энергия, количество теплоты	Дж	1 кгс·м = ,81 Дж 1 эрг = 10 <sup>-7</sup> Дж 1 кВт·ч = 3,6·10 <sup>6</sup> Дж 1 ккал = 4,1868·10 <sup>3</sup> Дж = 4,19 кДж 1 lbf·ft = 1,356 Дж 1 lbf·in = 0,113 Дж 1 BTU = 1055,1 Дж
Расход массовый	кг/с	1 lb/s = 0,454 кг/с 1 lb/h = 1,26·10 <sup>-4</sup> кг/с
Расход объемный	м <sup>3</sup> /с	1 л/мин = 16,67·10 <sup>-6</sup> м <sup>3</sup> /с 1 ft <sup>3</sup> /s = 28,3·10 <sup>-3</sup> м <sup>3</sup> /с 1 in <sup>3</sup> /s = 16,4·10 <sup>-6</sup> м <sup>3</sup> /с
Скорость линейная	м/с	1 ft/s = 0,3048 м/с
Скорость угловая	рад/с	1 об/мин = $\frac{\pi}{30}$ рад/с 1 об/с = 2π рад/с
Теплоемкость удельная массовая	Дж/(кг·К)	1 ккал/(кг·°С) = 4,19 кДж/(кг·К) 1 эрг/(г·К) = 10 <sup>-4</sup> Дж/(кг·К) 1 BTU/(lb·deg F) = 4,19 кДж/(кг·К) 1 ккал/(м <sup>2</sup> ·ч·°С) = 1,163 Вт/(м <sup>2</sup> ·К) 1 BTU/(ft <sup>2</sup> ·h·deg F) = 5,6 Вт/(м <sup>2</sup> ·К)
Теплоотдачи коэффициент, теплопередачи коэффициент	Вт/(м <sup>2</sup> ·К)	
Теплопроводности коэффициент	Вт/(м·К)	1 ккал/(м·ч·°С) = 1,163 Вт/(м·К) 1 BTU/(ft·h·deg F) = 1,73 Вт/(м·К)
Теплота удельная (фазового превращения)	Дж/кг	1 ккал/кг = 1 кал/г = 4,19 кДж/кг 1 BTU/lb = 2326 Дж/кг
Ускорение линейное	м/с <sup>2</sup>	1 in/s <sup>2</sup> = 25,4·10 <sup>-3</sup> м/с <sup>2</sup> 1 ft/s <sup>2</sup> = 0,3048 м/с <sup>2</sup>
Частота	Гц	1 Гц = 1 с <sup>-1</sup> 1 об/с = 1 Гц 1 об/мин = $\frac{1}{60}$ Гц
Энтальпия удельная	Дж/кг	1 ккал/кг = 1 кал/г = 4,19 кДж/кг 1 BTU/lb = 2326 Дж/кг
Энтропия удельная	Дж/(кг·К)	1 ккал/(кг·°С) = 4,19 кДж/(кг·К) 1 BTU/(lb·deg F) = 4,19 кДж/(кг·К)



# ДИАГРАММЫ И НОМОГРАММЫ

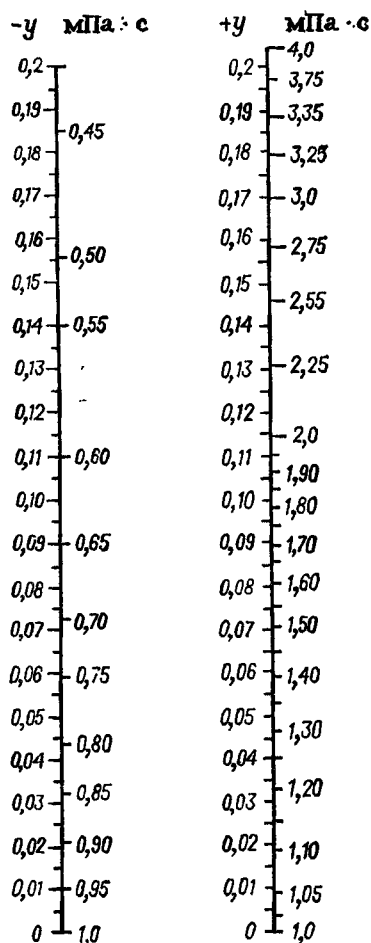


Рис. 1. Номограмма для определения динамического коэффициента вязкости органических жидкостей.

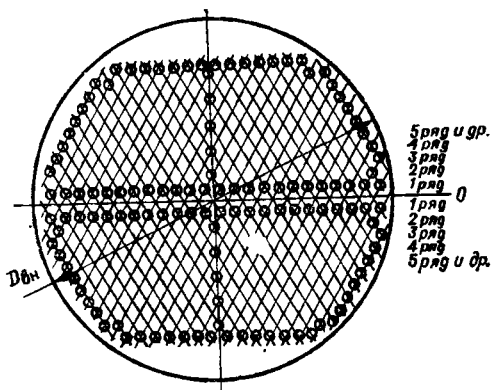


Рис. II. Расположение отверстий в трубных решетках двухходового кожухотрубчатого теплообменника.

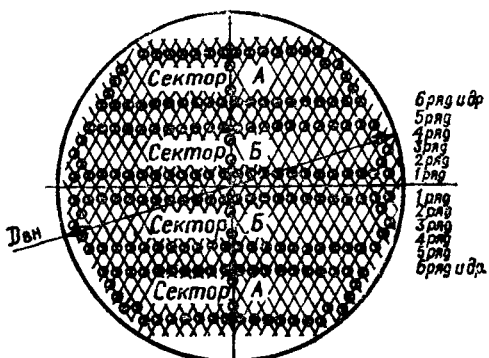
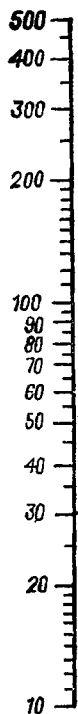
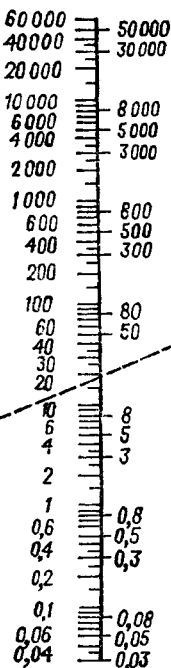


Рис. III. Расположение отверстий в трубных решетках четырехходового кожухотрубчатого теплообменника.

Диаметр  $d$ ,  
мм



Расход  $V_2$ ,  
м<sup>3</sup>/ч



Скорость  $w$ ,  
м/с

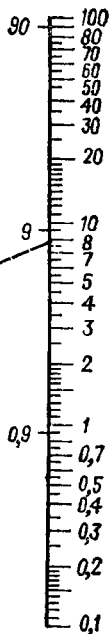


Рис. IV. Номограмма для определения расхода жидкости или газа в трубопроводах круглого сечения.

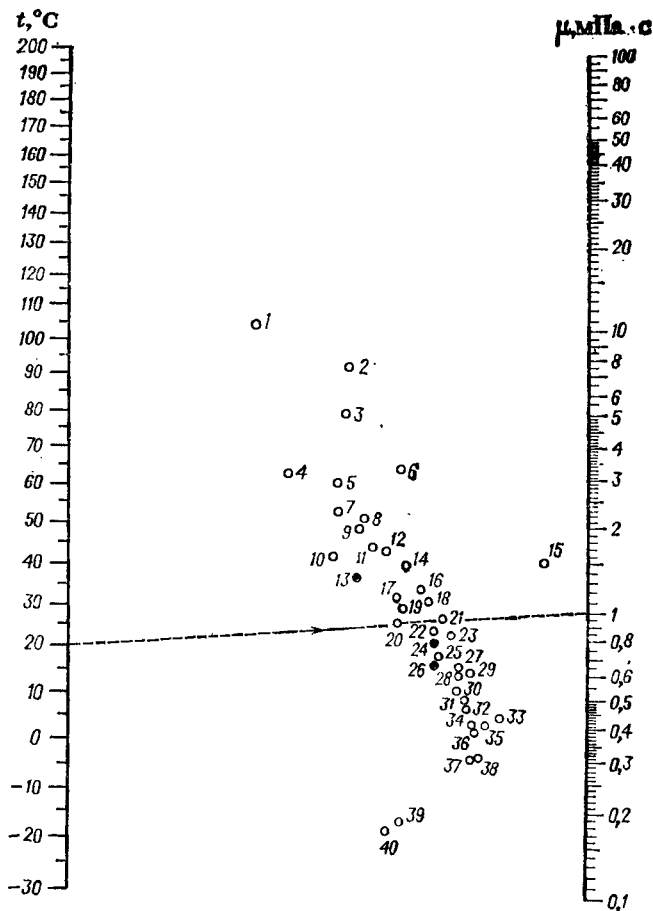


Рис. V. Номограмма для определения динамического коэффициента вязкости жидкостей при различных температурах. См. также табл. VI—IX.

Жидкость	Номер точки	Жидкость	Номер точки
Амидовый спирт	17	Пентан	38
Аммиак	39	Ртуть	15
Анилин	8	Серная кислота, 111 %	2
Ацетон	34	Серная кислота, 98 %	3
Бензол	25	Серная кислота, 60 %	6
Бутиловый спирт	11	Сернистый ангидрид	35
Вода	20	Серовуглерод	33
Гексан	36	Терпентин	16
Гептан	31	Толуол	27
Глицерин, 100 %	1	Уксусная кислота, 100 %	18
Глицерин, 50 %	7	Уксусная кислота, 70 %	12
Диоксид углерода	40	Фенол	5
Диэтиловый эфир	37	Хлорбензол	22
Метилацетат	32	Хлороформ	29
Метиловый спирт, 100 %	26	Четыреххлористый углерод	21
Метиловый спирт, 90 %	24	Этилацетат	30
Метиловый спирт 30 %	13	Этиленгликоль	1
Нафталин	9	Этиленхлорид	23
Нитробензол	14	Этиловый спирт, 10 %	19
Октан	28	Этиловый спирт, 49 %	10

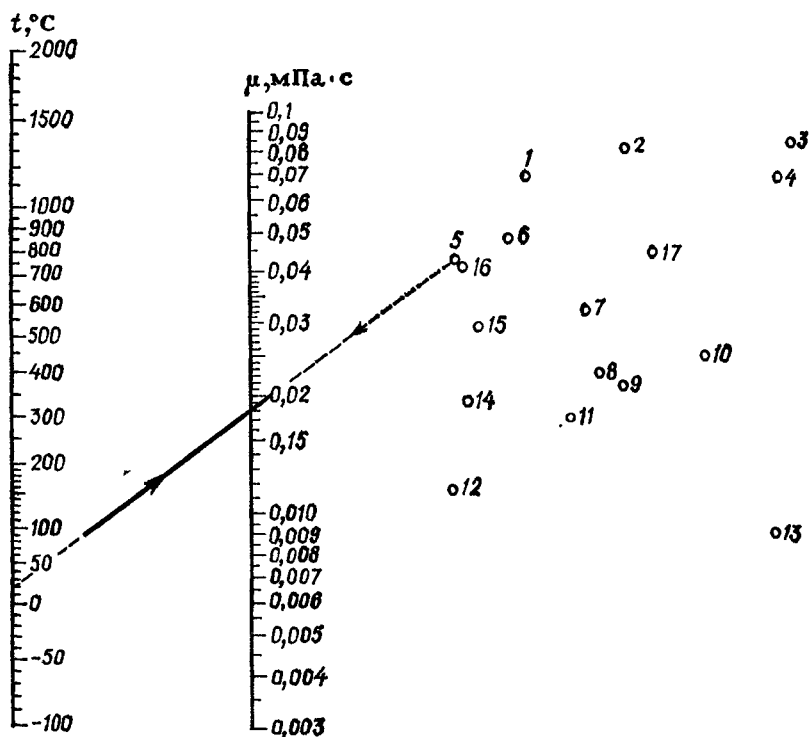


Рис. VI.1. Номограмма для определения динамического коэффициента вязкости газов при  $p = 1$  атм\*:

1 —  $\text{O}_2$ ; 2 —  $\text{NO}$ ; 3 —  $\text{CO}_2$ ; 4 —  $\text{HCl}$ ; 5 — воздух; 6 —  $\text{N}_2$ ; 7 —  $\text{SO}_2$ ; 8 —  $\text{CH}_4$ ; 9 —  $\text{H}_2\text{O}$ ;  
 10 —  $\text{NH}_3$ ; 11 —  $\text{C}_2\text{H}_6$ ; 12 —  $\text{H}_2$ ; 13 —  $\text{C}_3\text{H}_8$ ; 14 —  $9\text{H}_2 + \text{N}_2$ ; 15 —  $3\text{H}_2 + \text{N}_2$ ; 16 —  $\text{CO}$ ;  
 17 —  $\text{Cl}_2$ .

\* Пересчет в СИ: 1 атм = 760 мм рт. ст. = 101 325 Па

\* С допустимым приближением данными номограммы можно пользоваться и при давлении порядка нескольких атмосфер (нескольких десятков мегапаскалей).

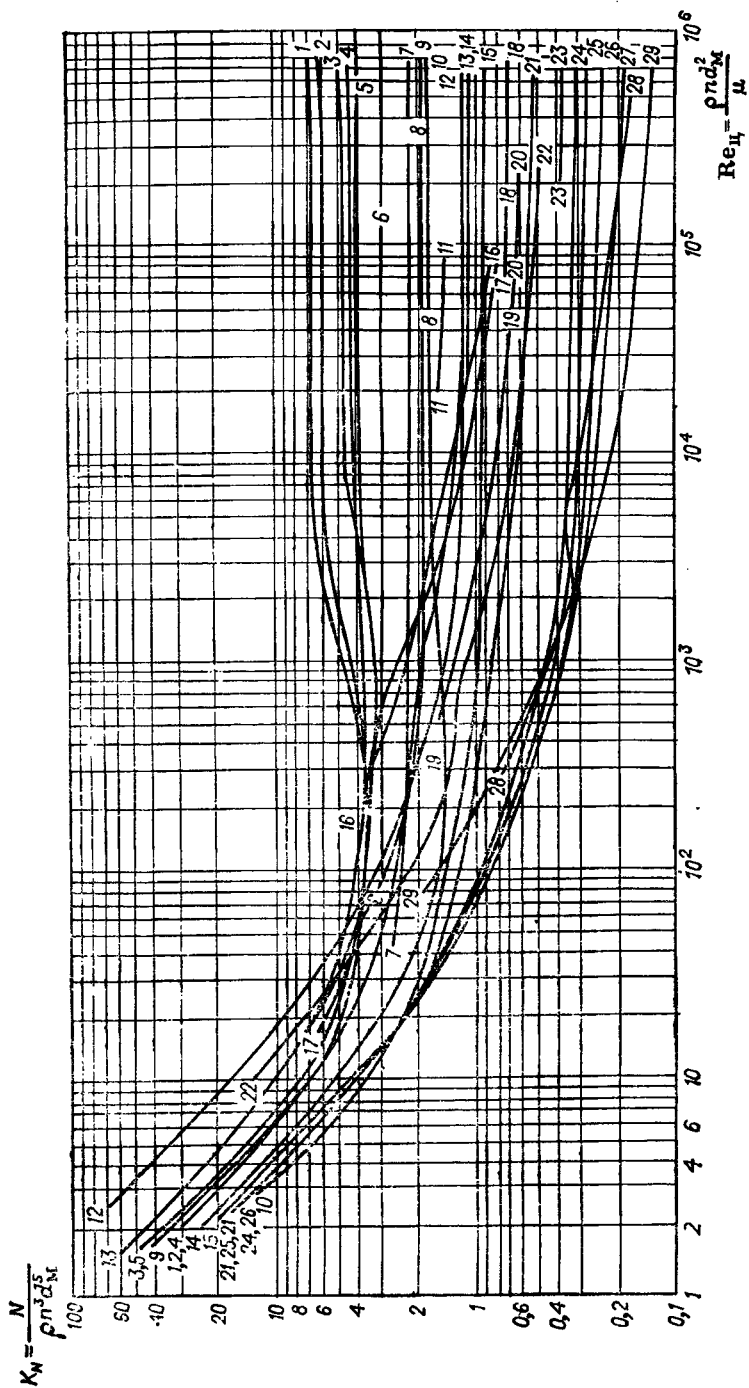


Рис. VII. Зависимость критерия мощности от критерия Рейнольдса (пояснения, см. на стр. 569):

Рис. VII (продолжение)

1 — открытая турбинная мешалка с шестью прямыми вертикальными лопатками ( $b = 0,20d_M$ ,  $l = 0,25d_M$ ) при  $D/d_M = 3$  в сосуде с четырьмя перегородками ( $B/d_M = 0,17$ ); 2 — турбинная мешалка типа 1 при  $B/d_M = 0,10$ ; 3 — открытая турбинная мешалка с шестью изогнутыми вертикальными лопатками ( $b = 0,20d_M$ ,  $l = 0,25d_M$ ) при  $D/d_M = 3$  в сосуде с четырьмя перегородками ( $B/d_M = 0,10$ ); 4 — турбинная мешалка типа 1 при  $D/d_M = 3$  в сосуде с четырьмя перегородками ( $B/d_M = 0,10$ ); 5 — открытая турбинная мешалка с шестью стреловидными лопатками ( $b = 0,20d_M$ ,  $l = 0,25d_M$ ) при  $D/d_M = 3$  в сосуде с четырьмя перегородками ( $B/d_M = 0,10$ ); 6 — односторонняя радиально-дисковая мешалка с шестью прямыми вертикальными лопатками ( $b = 0,10d_M$ ,  $l = 0,35d_M$ ) снизу диска при  $D/d_M = 2,5$  в сосуде с четырьмя перегородками ( $B/d_M = 0,25$ ); 7 — радиальная турбинная мешалка с шестнадцатью лопатками со статором в сосуде без перегородок; 8 — двухлопастная мешалка с прямыми вертикальными лопатками ( $b = 0,25d_M$ ) при  $D/d_M = 4,35$  в сосуде с тремя перегородками ( $B/d_M = 0,1$ ); 9 — восьмилопастная мешалка с прямыми лопатками ( $b = 0,25d_M$ ) под углом  $45^\circ$  при  $D/d_M = 3$  в сосуде с четырьмя перегородками ( $B/d_M = 0,10$ ); 10 — двулопастная мешалка типа 8 при  $D/d_M = 3$  в сосуде с четырьмя перегородками ( $B/d_M = 0,10$ ); 11 — закрытая турбинная мешалка с шестью лопатками со статором при  $D/d_M = 2,4$  в сосуде без перегородок; 12 — турбинная мешалка, сходная с типом 11 при  $D/d_M = 3$  в сосуде без перегородок; 13 — турбинная мешалка типа 12, без статора, при  $D/d_M = 3$  в сосуде с четырьмя перегородками ( $B/d_M = 0,10$ ); 14 — турбинная мешалка типа 1 в сосуде без перегородок; 15 — трехлопастная пропеллерная мешалка с  $s = 2d_M$  при  $D/d_M = 3$  в сосуде с четырьмя перегородками ( $B/d_M = 0,10$ ); 16 — четырехлопастная мешалка типа 8 при  $D/d_M = 3$  в сосуде без перегородок; 17 — четырехлопастная мешалка с лопатками ( $b = 0,25d_M$ ) под углом  $60^\circ$  при  $D/d_M = 3$  в сосуде без перегородок; 18 — трехлопастная пропеллерная мешалка типа 16, но при  $s = 1,33d_M$  и  $D/d_M = 16$  в сосуде с тремя перегородками ( $B/d_M = 0,06$ ); 19 — четырехлопастная мешалка типа 8 при  $D/d_M = 5,2$  в сосуде без перегородок; 20 — двухлопастная мешалка типа 8 при  $D/d_M = 3$  в сосуде без перегородок; 21 — трехлопастная пропеллерная мешалка типа 15 при  $D/d_M = 3,5$  в сосуде без перегородок; 22 — четырехлопастная мешалка типа 8 (такая же, как 19) при  $D/d_M = 2,4 + 3,0$  в сосуде без перегородок; 23 — трехлопастная пропеллерная мешалка типа 15 при  $s = 1,0d_M$  и  $D/d_M = 9,6$  в сосуде с тремя перегородками ( $B/d_M = 0,06$ ); 24 — то же при  $s = d_M$  и  $D/d_M = 8$  в сосуде с четырьмя перегородками ( $B/d_M = 0,10$ ); 25 — то же при  $s = 1,04d_M$  и  $D/d_M = 4,5$  в сосуде без перегородок; 26 — то же при  $s = d_M$  и  $D/d_M = 3$  в сосуде без перегородок; 27 — то же при  $s = 1,05d_M$  и  $D/d_M = 2,7$  в сосуде без перегородок; 28 — то же при  $s = d_M$  и  $D/d_M = 3,8$  в сосуде без перегородок; 29 — двухлопастная мешалка типа 8 с узкими лопатками [ $b = (0,18 + 0,17)d_M$ ] при  $D/d_M = 1,1$  в сосуде без перегородок.

Обозначения, принятые для характеристики мешалок:  $D$  — диаметр сосуда;  $d_M$  — диаметр мешалки;  $b$  — ширина лопасти мешалки;  $l$  — длина лопасти;  $B$  — ширина перегородки;  $s$  — шаг пропеллерной мешалки.

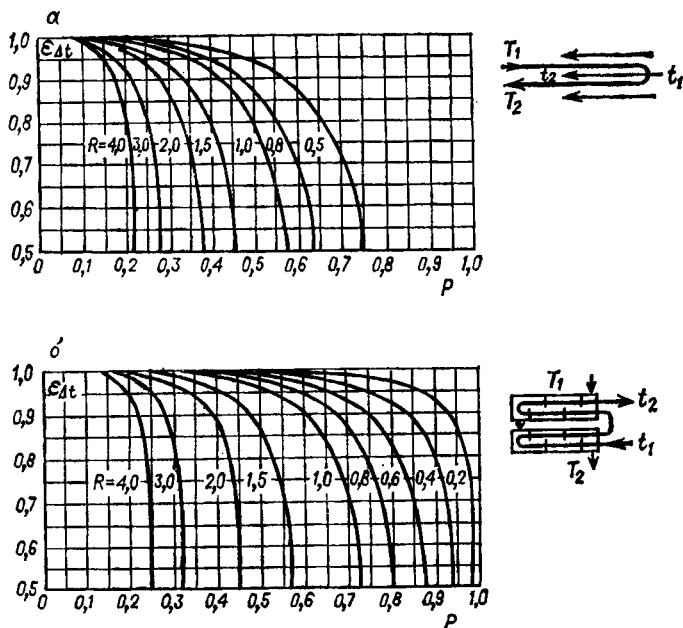


Рис. VIII. Поправочные коэффициенты  $\epsilon_{\Delta t}$  для смешанного тока в многорядовых кожухотрубчатых теплообменниках:

*a* — с одним ходом в межтрубном пространстве и двумя, четырьмя, шестью и более ходами в трубном пространстве; *б* — с двумя ходами в межтрубном пространстве с поперечными перегородками и четырьмя в трубном пространстве;  $P = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1)$ ;  $R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$ .

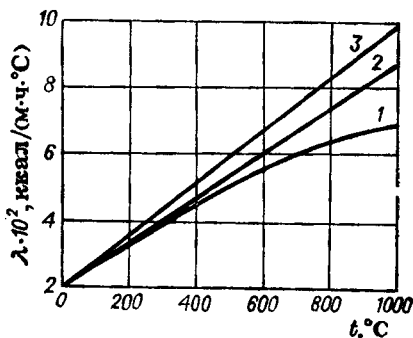


Рис. IX. Коэффициенты теплопроводности дымовых газов. Состав дымовых газов; % (об.):  $\text{CO}_2$  — 13;  $\text{O}_2$  — 5;  $(\text{N}_2 + \text{H}_2\text{O})$  — 82. Содержание водяного пара (в %): 1 — 0; 2 — 15; 3 — 20. Пересчет в СИ: 1 ккал/(м·ч·°С) = 1,163 Вт/(м·К).



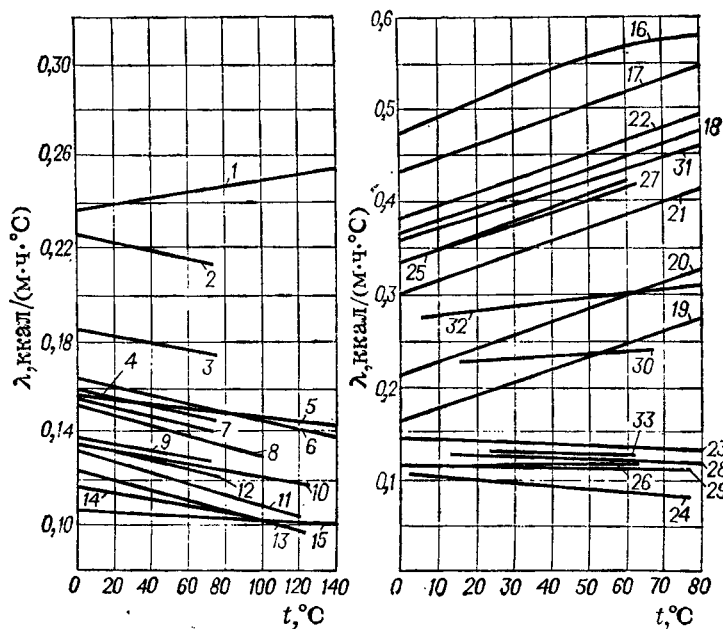


Рис. X. Коэффициенты теплопроводности некоторых жидкостей.

Вещество	Номер линии	Вещество	Номер линии	Вещество	Номер линии
Аммиак, 26 %	31	Метилловый спирт, 100 %	3	Хлористый натрий, 25 %	18
Анилин	6	То же, 40 %	32	Четыреххлористый углерод	24
Ацетон	8	Муравьиная кислота	2	Этиловый спирт, 100 %	4
Бензол	11	Нитробензол	10	Этиловый спирт, 80 %	19
Бутыловый спирт	9	Октан	33	Этиловый спирт, 60 %	20
Базелиновое масло	15	Серниая кислота, 98 %	30	Этиловый спирт, 40 %	21
Вода	26	Сероуглерод	23	Этиловый спирт, 20 %	22
Гексан	1	Соляная кислота, 30 %	27		
Глицерин безводный	2	Толуол	13		
» 50 %	25	Уксусная кислота	7		
Дизтиловый эфир	29	Хлористый кальций, 25 %	17		
Изопропиловый спирт	12				
Касторовое масло	5				
Керосин	28				
Ксилол	14				

Пересчет в СИ: 1 ккал/(м·ч·°С) = 1.163 Вт/(м·К)

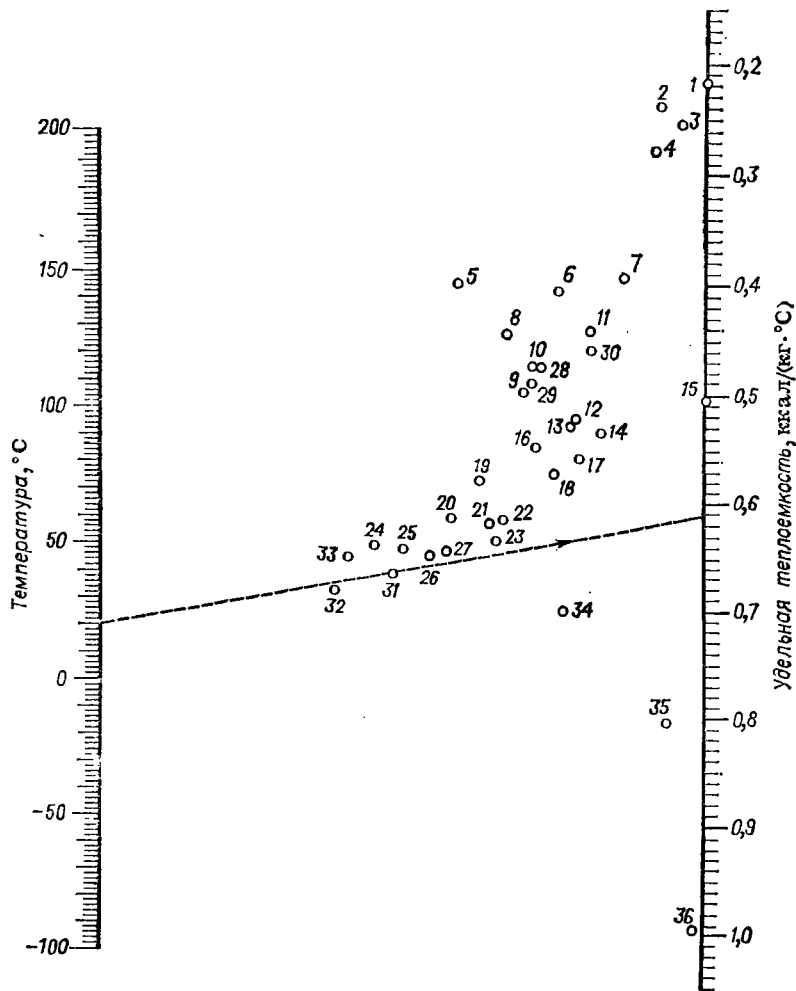


Рис. XI. Номограмма для определения теплоемкости жидкостей.

Вещество	Номер точки	Вещество	Номер точки	Вещество	Номер точки
Амиллацетат	12	Изопропиловый спирт (от -50 до 0 °С)	27	Толуол (от 40 до 100 °С)	30
Анилин	14	Иодистый этил	5	Уксусная кислота, 100 %	16
Ацетон	18	о- и м-Ксилол	9	Хлорбензол	6
Бензол	29	п-Ксилол	10	Хлористый кальций, 25 %	33
Бромистый этил	1	Метиловый спирт	23	Хлористый натрий, 25 %	35
Бутиловый спирт	24	Октан	15	Хлористый этил	11
Вода	36	Пропиловый спирт	25	Хлороформ	3
Гептан	18	Серная кислота, 100 %	7	Хлороформ	3
Глицерин	21	Сероуглерод	4	Четыреххлористый углерод	2
Дифенил	8	Соляная кислота, 30 %	26	Этилацетат	13
Диэтиловый эфир	17	Толуол (от -60 до 40 °С)	28	Этиленгликоль	22
Изобутиловый спирт	33			Этиловый спирт	31
Изопентан	20				
Изопропиловый спирт (от 0 до 50 °С)	32				

Пересчет в СИ: 1 ккал/(кг·°С) = 4,19 · 10<sup>3</sup> Дж/(кг·К).

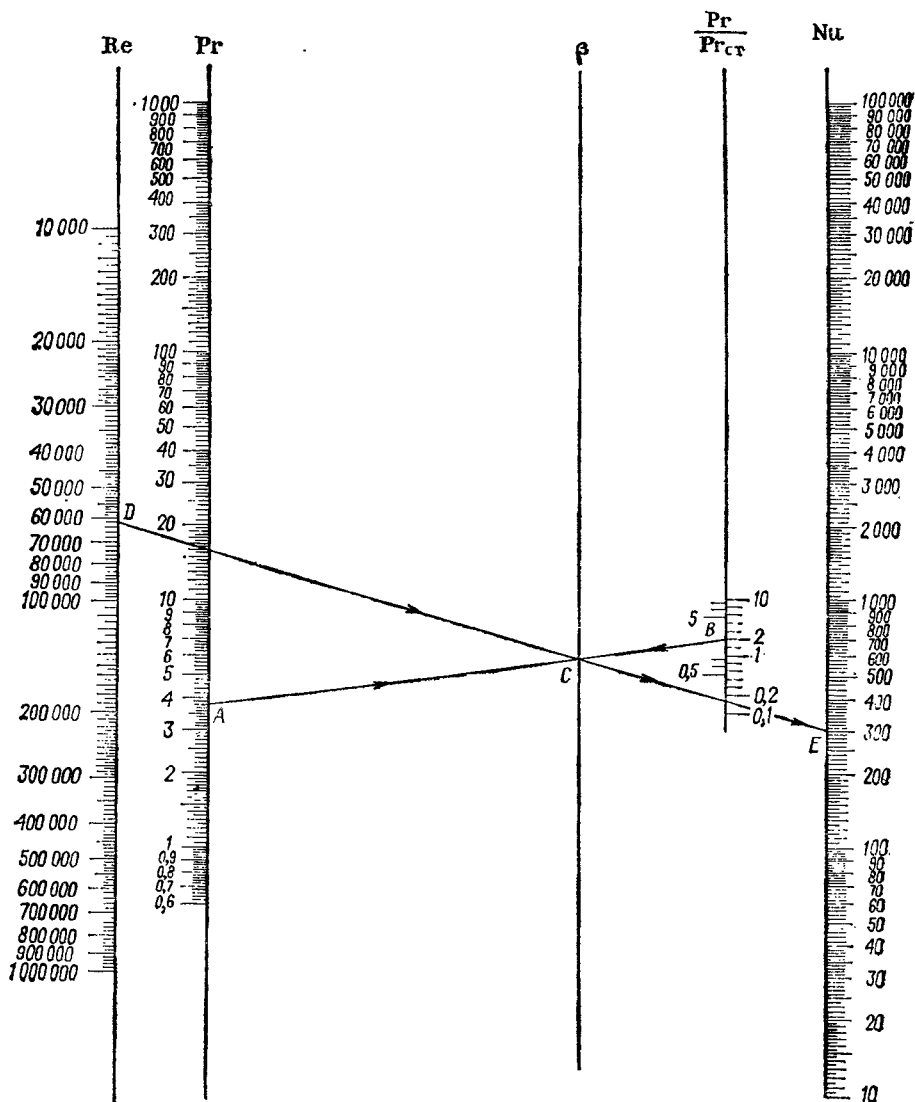


Рис. XII. Номограмма для определения коэффициента теплоотдачи в прямых трубах при  $Re > 10\,000$  и  $\epsilon_l = 1$ :

I этап:  $AB \rightarrow C$ ; II этап:  $DC \rightarrow E$ .

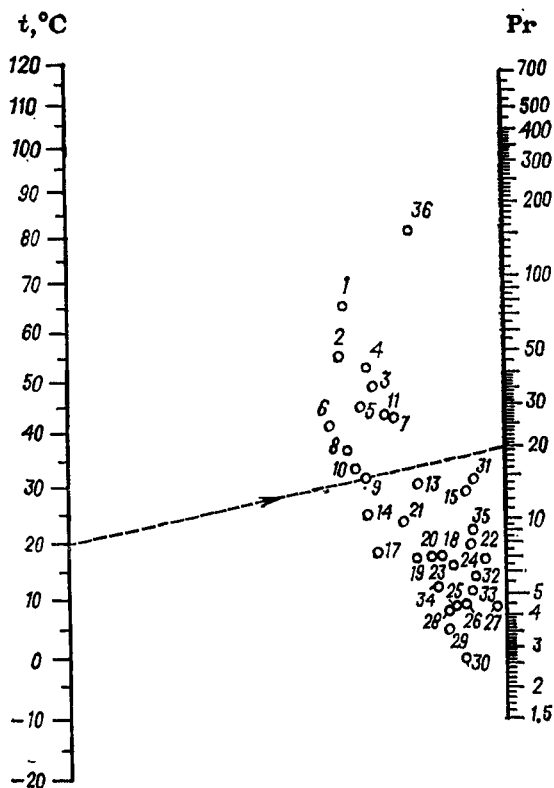


Рис. XIII. Значения критерия Pr для жидкостей.

Вещество	Номер точки	Вещество	Номер точки	Вещество	Номер точки
Амлацетат	31	Метиловый спирт, 100 %	20	Толуол	23
Аммиак, 26 %	14	Метиловый спирт, 40 %	10	Уксусная кислота, 100 %	15
Анилин	5	Октан	33	Уксусная кислота, 50 %	9
Ацетон	25	Пентан	26	Хлорбензол	35
Бензол	22	Серная кислота, 100 %	1	Хлорформ	34
Бромистый этил	29	Серная кислота, 111 %	1	Четыреххлористый углерод	18
Бутиловый спирт	11	Серная кислота, 98 %	2	Этилацетат	24
Вода	17	Серная кислота, 60 %	4	Этиленгликоль	36
Гептан	32	Сероуглерод	30	Этиловый спирт, 100 %	13
Диэтиловый эфир	28	Соляная кислота, 30 %	21	Этиловый спирт, 50 %	8
Глицерин, 50 %	6				
Изоамиловый спирт	3				
Изопропиловый спирт	7				
Иодистый этил	27				
Ксилол	19				

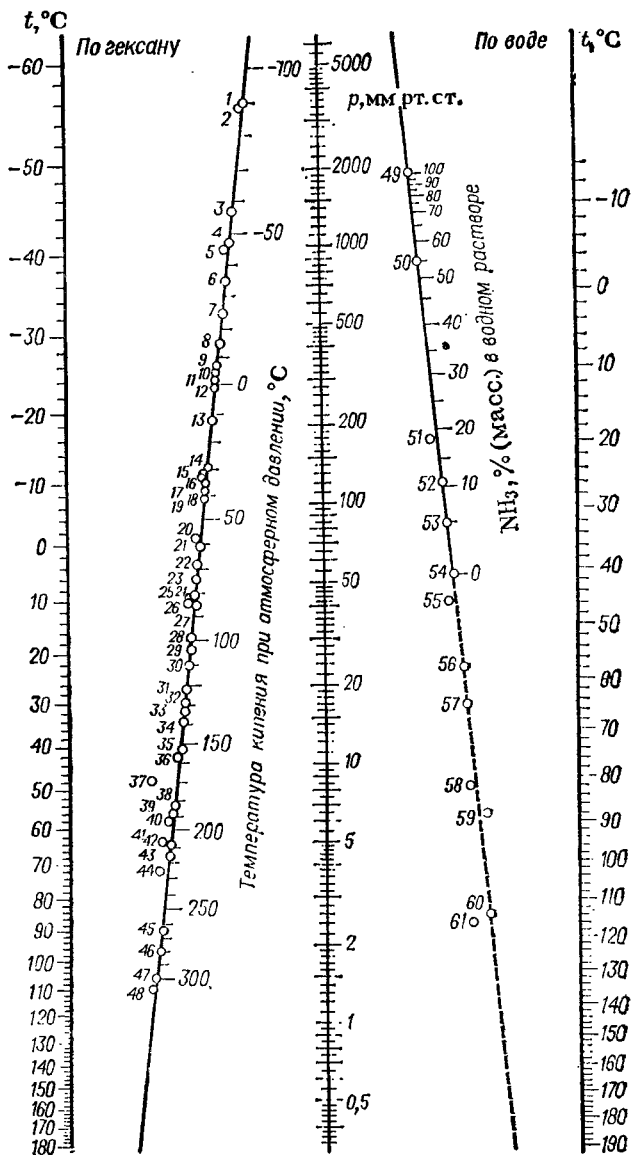


Рис. XIV. Номограмма для определения давления насыщенного пара и температуры кипения некоторых жидкостей.

Рис. XIV. (продолжение).

Вещество	Номер точки	Вещество	Номер точки	Вещество	Номер точки
Аллен	6	1,2-Дихлорэтан	26	Пропилен	4
Аммiak	49	Диэтиловый эфир	15	Пропионовая кислота	56
Анилин	40	Изопреи	14	Ртуть	61
Ацетилен	2	Иодбензол	39	Тетралин	42
Ацетон	51	m-Крезол	44	Толуол	30
Бензол	24	o-Крезол	41	Уксусная кислота	55
Бромбензол	35	m-Ксилол	34	Фторбензол	27
Бромистый этил	18	изо-Масляная кислота	57	Хлорбензол	33
α-Бромнафталин	46	Метиламин	50	Хлористый винил	8
1,3-Бутадиен	10	Метилмоносилан	3	> метил	7
Бутан	11	Метиловый спирт	52	> метилен	19
α-Бутилен	9	Метилформат	16	> этил	13
β-Бутилен	12	Нафталин	43	Хлороформ	21
Бутиленгликоль	58	α-Нафтол	47	Четыреххлористый углерод	23
Вода	54	β-Нафтол	48	Этан	1
Гексан	22	Нитробензол	37	Этилацетат	25
Гептан	28	Октан	31	Этиленгликоль	59
Глицерин	60	Пентан	32*	Этиловый спирт	53
Декалин	38	Пропан	5	Этилформат	20
Декан	36				
Диоксан	29				
Дифенил	45				

Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

\* По данным разных авторов

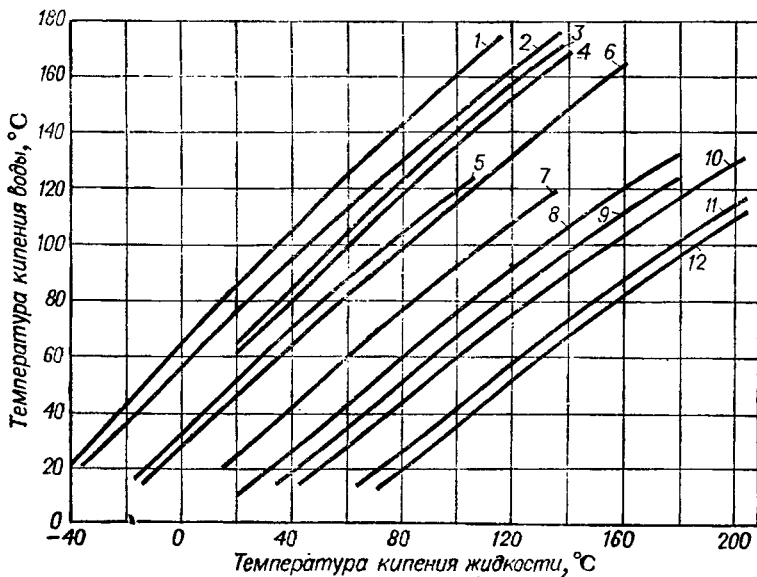


Рис. XV. Диаграмма линейности для определения температуры кипения (по воде): 1 — диэтиловый эфир; 2 — сероуглерод; 3 — ацетон; 4 — хлороформ; 5 — четыреххлористый углерод; 6 — бензол; 7 — толуол; 8 — хлорбензол; 9 — o-крезол; 10 — бромбензол; 11 — бензальдегид; 12 — анилин.

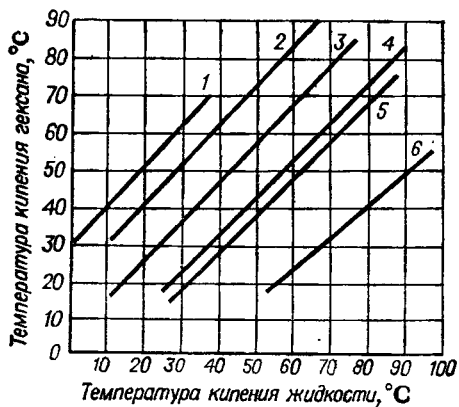


Рис. XVI. Диаграмма линейности для определения температуры кипения (по гексану): 1 — диэтиловый эфир; 2 — сероуглерод; 3 — хлороформ; 4 — четыреххлористый углерод; 5 — бензол; 6 — толуол.

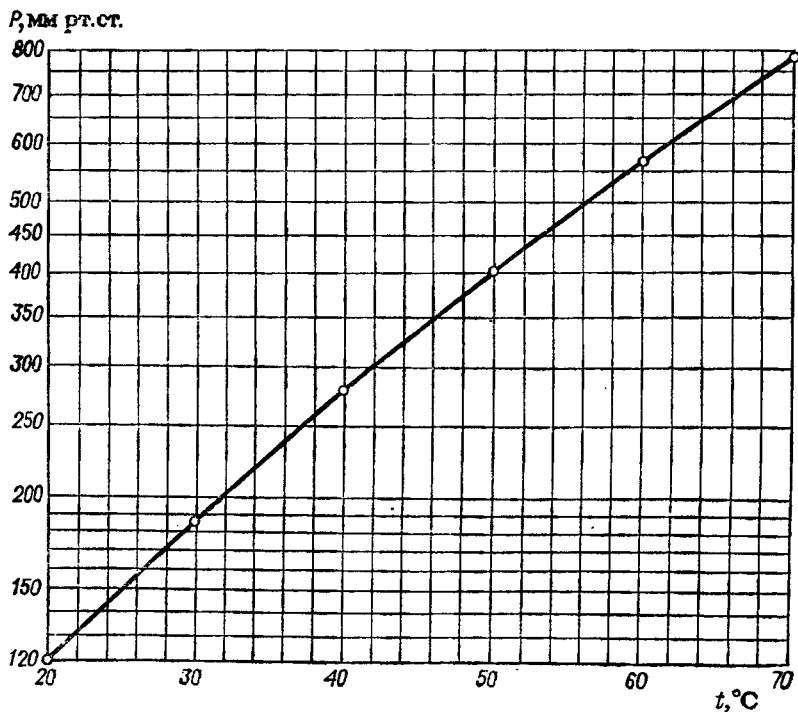


Рис. XVII. Зависимость давления насыщенного пара гексана от температуры. Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

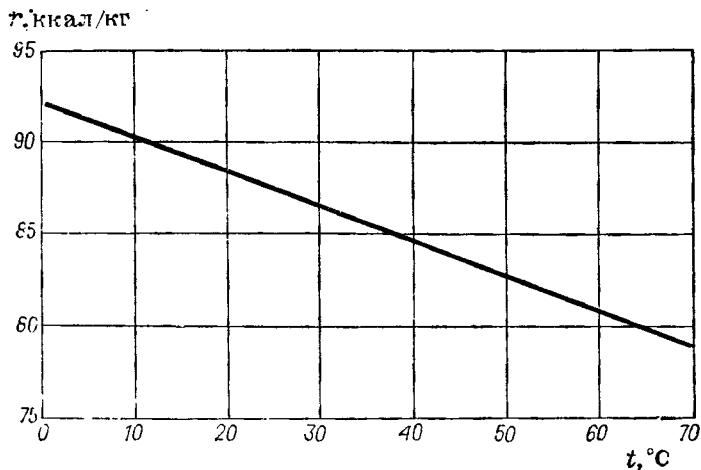


Рис. XVIII. Зависимость удельной теплоты парообразования гексана от температуры. Пересчет в СИ: 1 ккал/кг = 4,19 кДж/кг

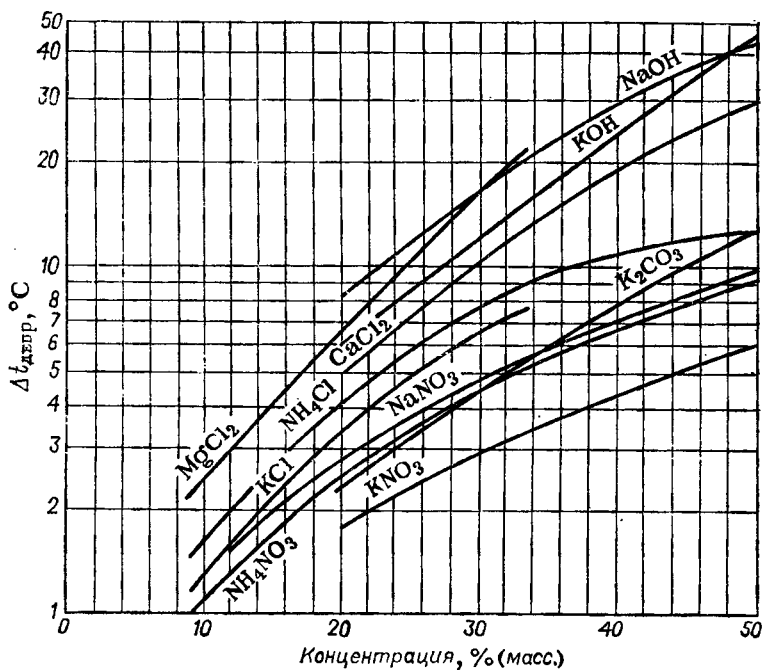


Рис. XIX. Повышение температуры кипения водных растворов (при атмосферном давлении) в зависимости от концентрации.



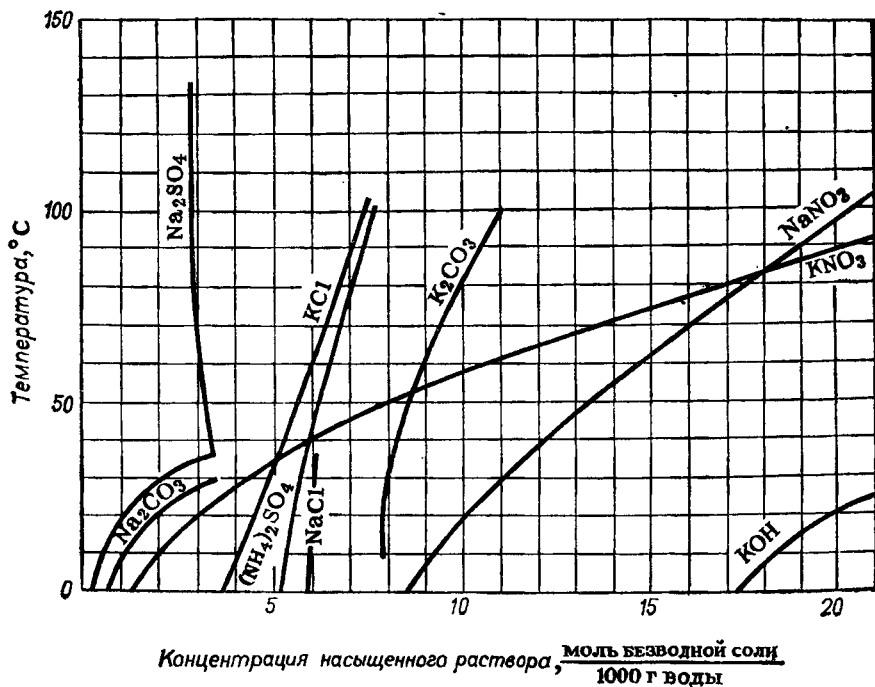


Рис. XX. Растворимость некоторых солей в воде в зависимости от температуры.

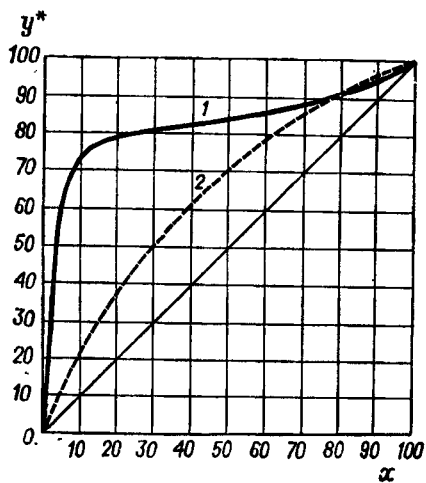


Рис. XXI. Кривые равновесия при  $\Pi = 760$  мм рт. ст.:  
 1 — ацетон — вода; 2 — четыреххлористый углерод — толуол.  
 Пересчет в СИ: 760 мм рт. ст. = 1 атм = 101 325 Па.

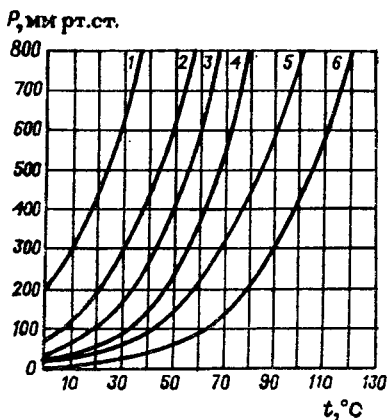
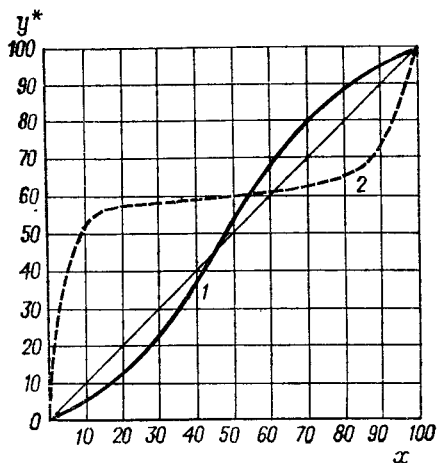


Рис. XXII. Кривые равновесия (с азеотропной точкой) при  $P = 760$  мм рт. ст.:

1 — вода — муравьиная кислота; 2 — метиловый спирт — бензол.

Пересчет в СИ: 760 мм рт. ст. = 1 атм = 101 325 Па.

Рис. XXIII. Давление насыщенного пара некоторых органических жидкостей в зависимости от температуры:

1 — диэтиловый эфир; 2 — ацетон; 3 — метиловый спирт; 4 — этиловый спирт; 5 — муравьиная кислота; 6 — уксусная кислота.

Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

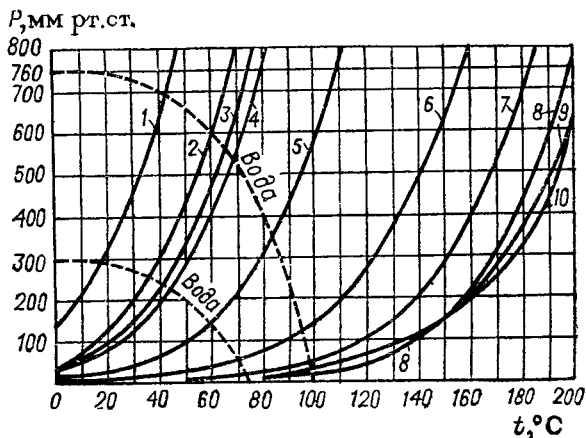


Рис. XXIV. Давление насыщенного пара органических жидкостей, не смешивающихся с водой, в зависимости от температуры:

1 — сероуглерод; 2 — гексан; 3 — четыреххлористый углерод; 4 — бензол; 5 — голуэл; 6 — скипидар; 7 — анилин; 8 — крезол; 9 — нитробензол; 10 — нитротолуол.

Пересчет в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па.

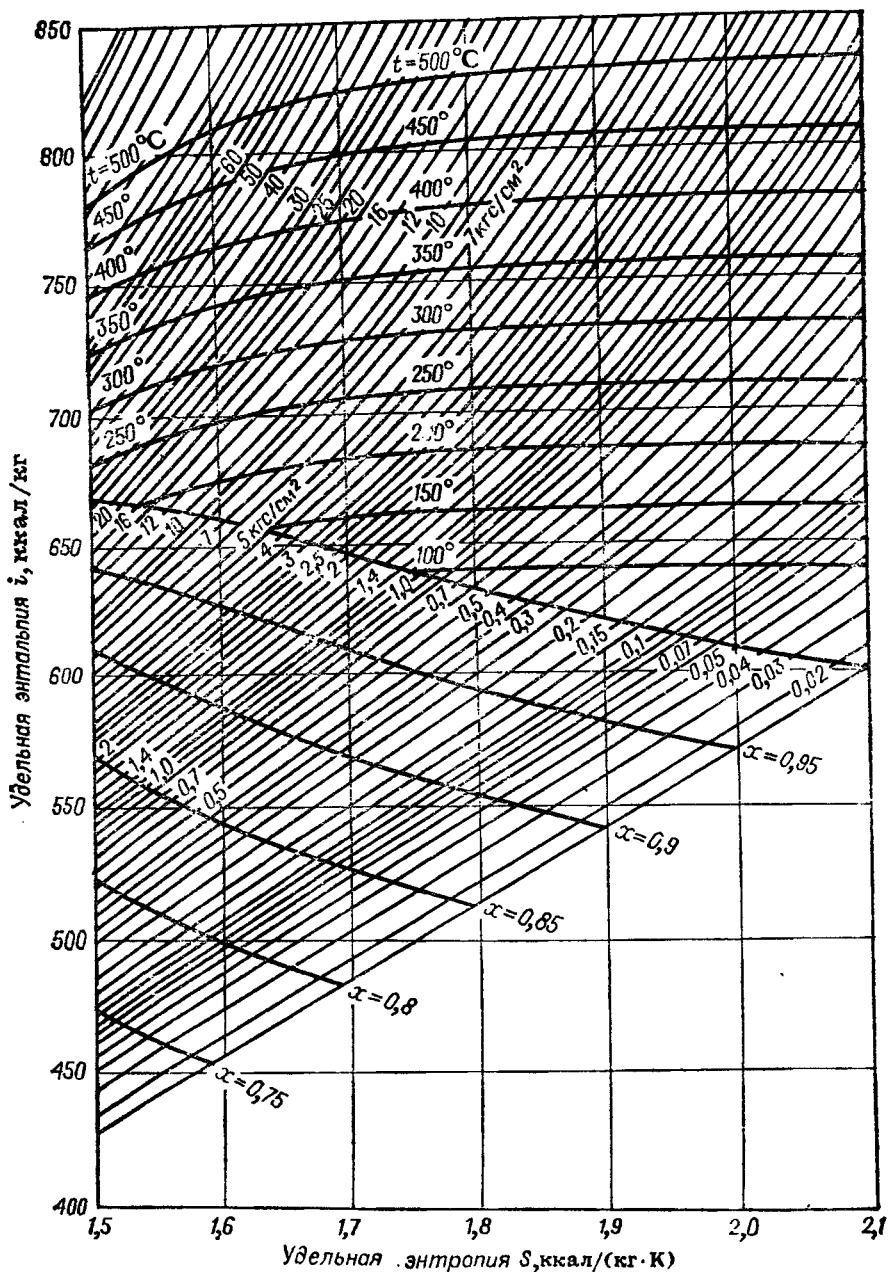


Рис. XXV.  $t - S$  диаграмма для водяного пара.

Пересчет в СИ: 1 ккал/кг = 4,19 кДж/кг; 1 кг/см = 9,81 · 10<sup>4</sup> Па.

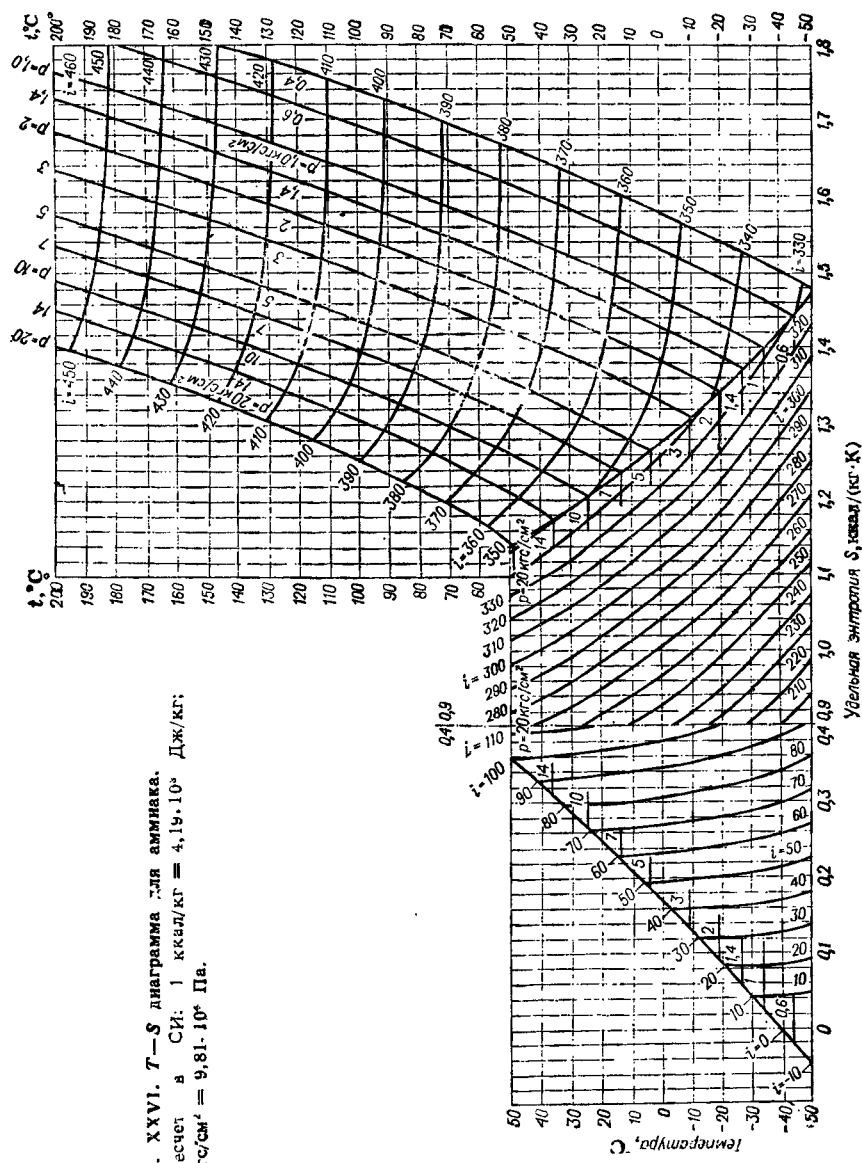
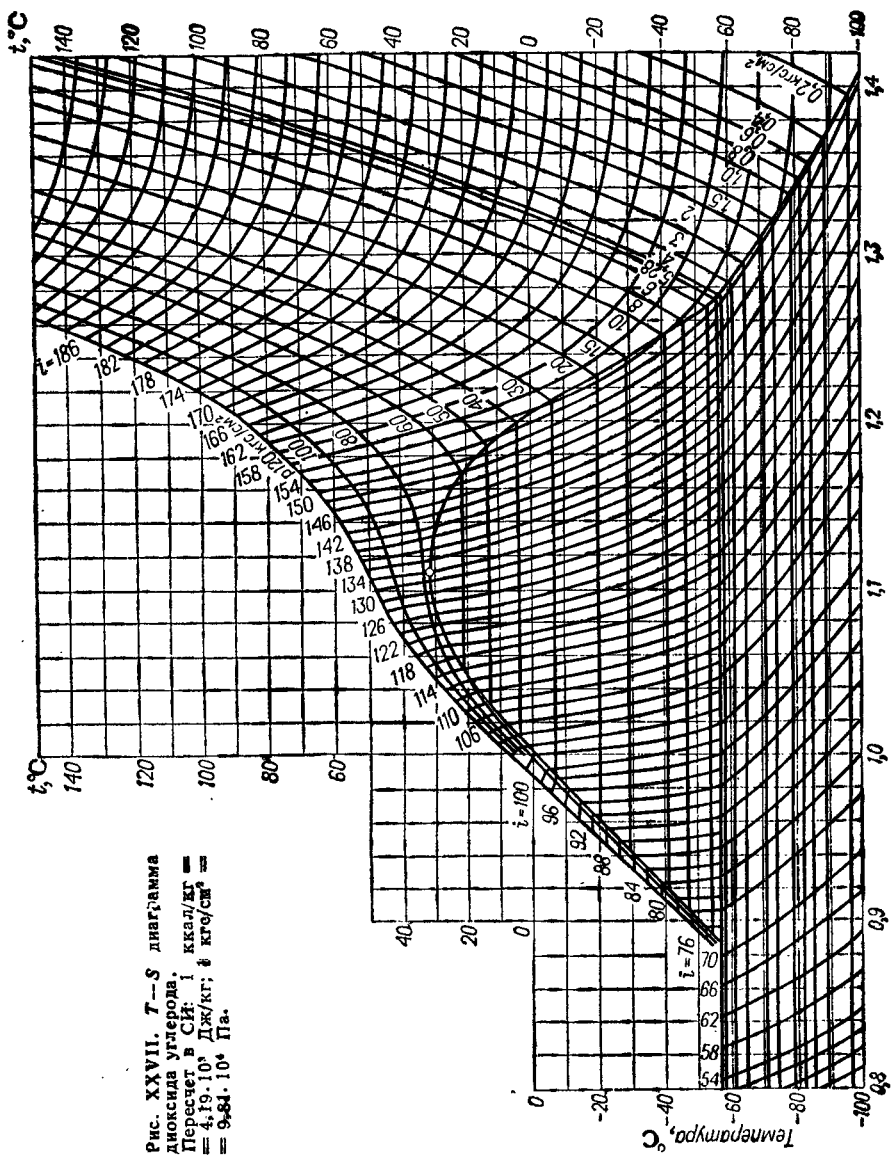


Рис. XXVI.  $T-S$  диаграмма для аммиака.  
 Пересчет в СИ: 1 ккал/кг =  $4,19 \cdot 10^3$  Дж/кг;  
 1 кгс/см<sup>2</sup> =  $9,81 \cdot 10^4$  Па.



Удельная энтропия  $S_1$ , ккал/(кг·К)

Рис. XXVII.  $T-S$  диаграмма  
 диоксида углерода.  
 Пересчет в СИ:  $i$  ккал/кг =  
 $= 4,19 \cdot 10^3$  Дж/кг;  $\delta$  кг/см<sup>3</sup> =  
 $= 9,84 \cdot 10^4$  Па.

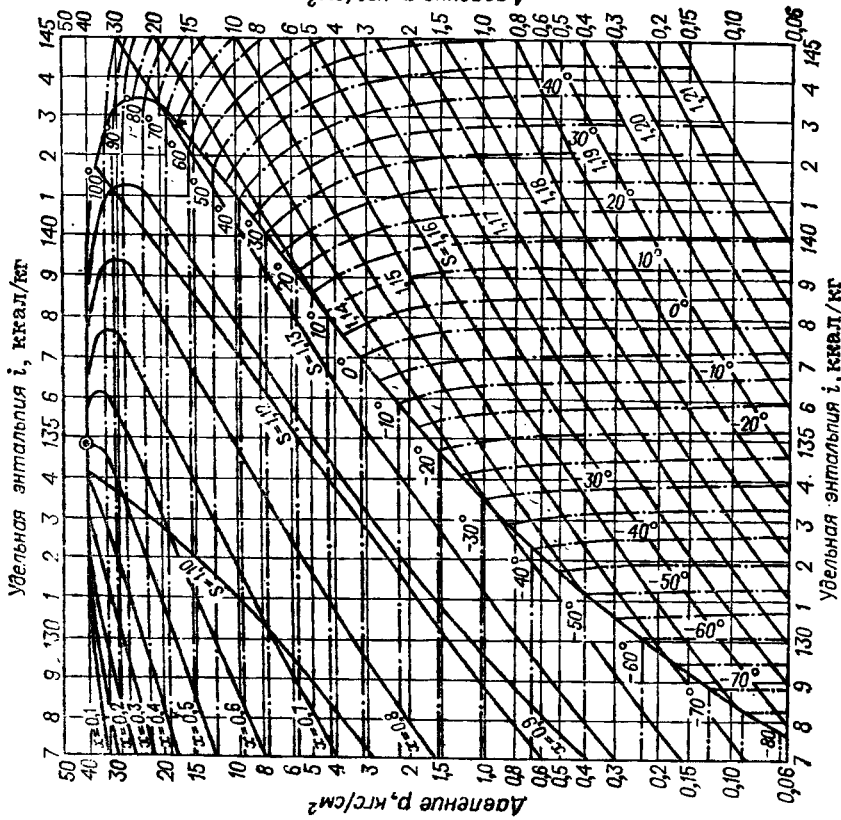
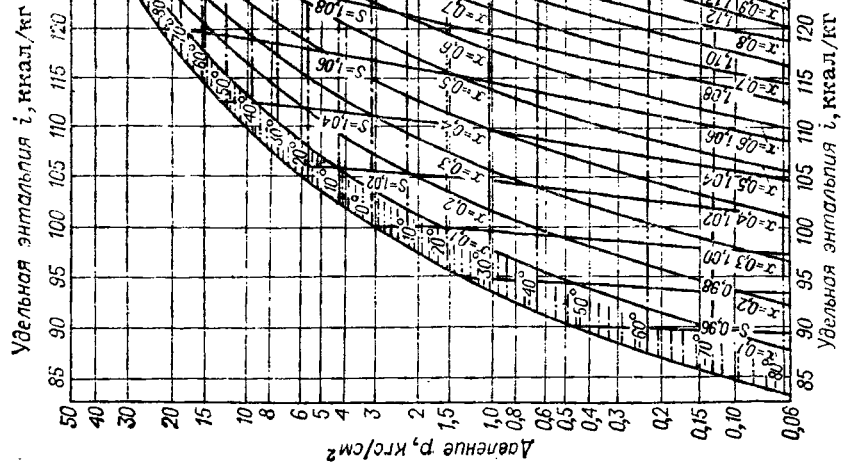
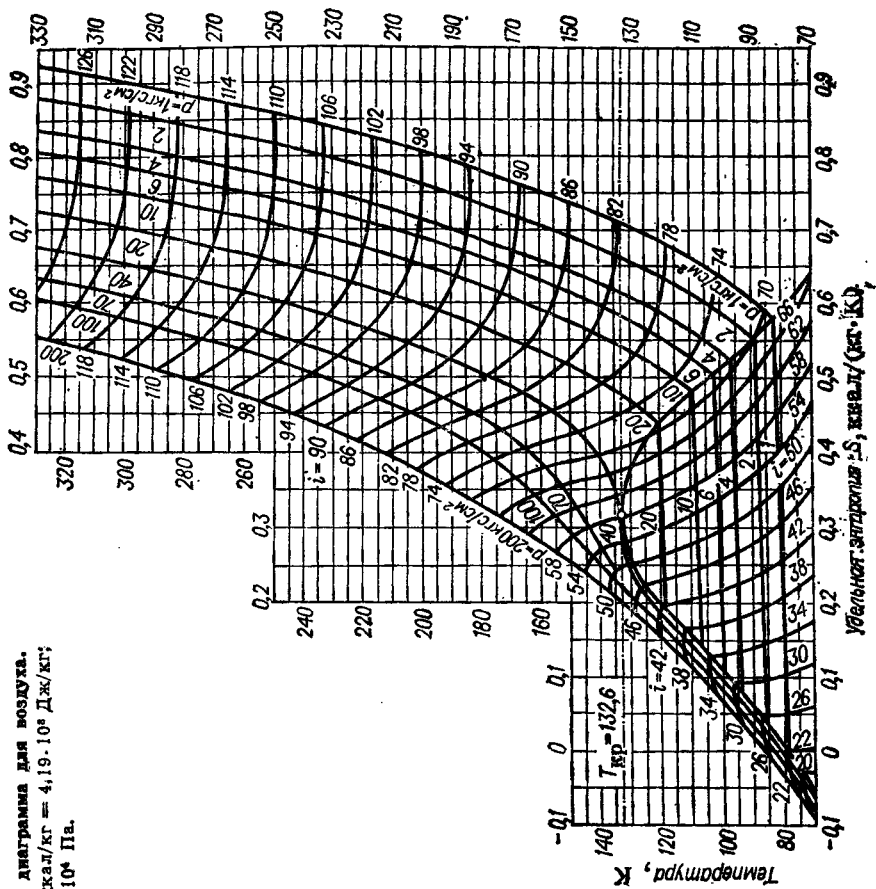


Рис. XXVIII.  $i - p$  диаграмма для дифторхлорметана (хладона-12). Среднее в СИ: 1 ккал/кг = 4,19·10<sup>3</sup> Дж/кг 1 кг/см<sup>2</sup> = 9,81·10<sup>4</sup> Па

Рис. XXIX.  $T-s$  диаграмма для воздуха.  
 Пересчет в СИ:  $1 \text{ ккал/кг} = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ ;  
 $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$ .



**УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ**

*Константин Феофанович Павлов,  
Петр Григорьевич Романков,  
Анатолий Алексеевич Носков*

**ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ  
ПО КУРСУ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ  
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

Редактор *Ю. К. Кузнецов*  
Техн. редактор *Л. Ю. Коровенко*  
Корректор *М. Э. Басина*

**ИБ № 2170**

Сдано в набор 12.12.86. Подписано в печать 18.05.87. М-24130.  
Формат бумаги 60×90<sup>1</sup><sub>16</sub>. Бумага тип. № 2. Литературная гарнитура.  
Высокая печать. Усл. печ. л. 36,0. Усл. кр.-отт. 36,13. Уч.-изд. л. 40,0.  
Тираж 45 500 экз. Заказ № 271. Цена 1 р. 50 к. Изд. № 3039.

Ордена «Знак Почета» издательство «Химия». Ленинградское отделение.  
191186, г. Ленинград, Д-186, Невский пр., 28.

Ленинградская типография № 6 ордена Трудового Красного Знамени  
Ленинградского объединения «Техническая книга» им. Евгения Соколовой  
Союзполиграфпрома при Государственном комитете СССР  
по делам издательства, полиграфии и книжной торговли.  
193144, г. Ленинград, ул. Моисеенко, 10.





*К.Ф.Павлов, П.Г.Романков,  
А.А.Носков*

---

**Примеры  
и задачи  
по курсу  
процессов  
и аппаратов  
ХИМИЧЕСКОЙ  
ТЕХНОЛОГИИ**