

В. А. ЖУЖИКОВ

ФИЛЬТРОВАНИЕ

ТЕОРИЯ И ПРАКТИКА РАЗДЕЛЕНИЯ СУСПЕНЗИЙ

**ИЗДАНИЕ ТРЕТЬЕ,
ДОПОЛНЕННОЕ
И ПЕРЕРАБОТАННОЕ**

**ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ»
МОСКВА 1971**

В. А. Жутиков. Фильтрование. Теория и практика разделения суспензий

В книге рассмотрены закономерности процессов фильтрования с образованием осадка и закупориванием пор фильтровальной перегородки, промывки осадков методами вытеснения и разбавления, обезвоживания осадков на фильтрах. Приведены данные о фильтровании с использованием вспомогательных веществ, результаты исследования протекающих одновременно процессов осаждения частиц и фильтрования, указания по выбору фильтровальных перегородок и фильтров и соображения об интенсификации работы фильтров, а также некоторые сведения о математическом моделировании процессов фильтрования. Третье издание книги дополнено результатами работ, опубликованных после выхода второго издания.

Книга предназначена для работников химической, пищевой, целлюлозно-бумажной промышленности и других отраслей народного хозяйства, для работников проектных и научно-исследовательских организаций и может быть полезна также студентам химико-технологических вузов.

3-14-2
75-71

Виктор Александрович Жутиков
**ФИЛЬТРОВАНИЕ, ТЕОРИЯ И ПРАКТИКА
РАЗДЕЛЕНИЯ СУСПЕНЗИИ**
Издательство «Химия», М., 1971 г.
440 с.

Редакторы М. Н. Ратманский, Р. Е. Миневич
Технический редактор З. И. Яковлева
Художник Б. С. Цимбал
Корректоры Г. А. Сидорова, В. П. Титова

Т-10676 Подписано к печати 30/VII 1971 г. Формат бумаги 60×90¹/₁₆. Печ. л. 27,5
Уч.-изд. л. 29,91 Тираж 6.600 экз. Типогр. бум. № 2. Цена 1 р. 74 к.
Тем. план 1971 г. № 75 Заказ № 1124.

Орден Трудового Красного Знамени
Ленинградская типография № 2 имени Евгении Соколовой Главполиграфпрома
Комитета по печати при Совете Министров СССР. Измайловский проспект, 29.

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие	8
Основные условные обозначения	9
ГЛАВА I. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О ФИЛЬТРОВАНИИ	11
ГЛАВА II. ЗАКОНОМЕРНОСТИ ФИЛЬТРОВАНИЯ С ОБРАЗОВАНИЕМ ОСАДКА НА ФИЛЬТРОВАЛЬНОЙ ПЕРЕГОРОДКЕ	26
Фильтрование с образованием несжимаемого осадка на несжимаемой фильтровальной перегородке	26
Фильтрование с образованием сжимаемого осадка на сжимаемой фильтровальной перегородке	42
Фильтрование при транспортировании суспензии на фильтр центробеж- ным насосом	54
Фильтрование с использованием цилиндрических патронов	58
Примерные расчеты	61
ГЛАВА III. ЗАКОНОМЕРНОСТИ ФИЛЬТРОВАНИЯ С ЗАКУПОРИВАНИЕМ ПОР ФИЛЬТРОВАЛЬНОЙ ПЕРЕГОРОДКИ	67
Процессы при постоянной разности давлений	67
Фильтрование с закупориванием каждой поры одной твердой ча- стицей	67
Фильтрование с постепенным закупориванием одной поры многими твердыми частицами	69
Фильтрование промежуточного вида	71
Сопоставление различных закономерностей фильтрования	72
Процессы при постоянной скорости	75
Обобщенные уравнения	77
Влияние скорости осаждения и концентрации твердых частиц суспен- зии на вид фильтрования	79
Экспериментальные работы по изучению процесса фильтрования с за- купориванием пор	81
Примерные расчеты	86
ГЛАВА IV. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОСТОЯННЫХ В УРАВНЕНИЯХ ФИЛЬТРОВАНИЯ	89
Зависимости удельного сопротивления осадка от разности давлений при фильтровании с образованием осадка	95
Определение постоянных фильтрования для процессов с образованием осадка	97
Процессы при постоянной разности давлений	97
Процессы при постоянной скорости	112
Процессы при переменных разности давлений и скорости	117
Отношение объема осадка или веса твердых частиц осадка к объему фильтрата при фильтровании с образованием осадка	118
Определение постоянных фильтрования для процессов с закупорива- нием пор	120

Процессы при постоянной разности давлений	120
Процессы при постоянной скорости	121
Процессы при переменных разности давлений и скорости	121
Получение экспериментальных данных, необходимых для расчета фильтров, без определения постоянных фильтрования	122
Устройства для определения постоянных фильтрования	126
Примерные расчеты	130
ГЛАВА V. УДЕЛЬНОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ОСАДКА	142
Анализ способов определения удельного сопротивления осадка	142
Влияние концентрации суспензии и продолжительности фильтрования на удельное сопротивление осадка	158
Влияние физико-химических факторов на удельное сопротивление осадка	161
Влияние условий приготовления суспензии на удельное сопротивление осадка	173
ГЛАВА VI. ПРОМЫВКА ОСАДКОВ	176
Одноступенчатая промывка методом вытеснения на фильтрах периодического действия	177
Одноступенчатая промывка методом вытеснения на фильтрах непрерывного действия	188
Многоступенчатая промывка методом вытеснения на фильтрах непрерывного действия	193
Многоступенчатая промывка методом разбавления с использованием фильтров периодического действия	195
Многоступенчатая промывка методом разбавления с использованием фильтров непрерывного действия	197
Многоступенчатая промывка методами вытеснения и разбавления с использованием фильтров непрерывного действия	209
Скорость промывки осадков	211
О практических расчетах операции промывки осадков на фильтрах периодического и непрерывного действия методом вытеснения	212
Примерные расчеты	213
ГЛАВА VII. ПРОДУВКА ОСАДКОВ	217
Распределение различных видов влаги в осадке	217
Насыщение осадка влагой	221
Зависимость насыщения осадка влагой от продолжительности обезвоживания	222
Объем продуваемого воздуха	224
О практических расчетах операции обезвоживания осадков на фильтрах периодического и непрерывного действия	228
Об обезвоживании осадков на фильтрах нагретым воздухом	230
ГЛАВА VIII. НАИБОЛЬШАЯ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ И ЭКОНОМИЧНОСТЬ ДЕЙСТВИЯ ФИЛЬТРОВ	232
Наибольшая производительность периодическидействующих фильтров при постоянной разности давлений	232
Наибольшая производительность периодическидействующих фильтров при постоянной скорости процесса	241
Наибольшая производительность периодическидействующих фильтров при переменных разности давлений и скорости процесса	243
Наибольшая производительность фильтров при разбавлении жидкой фазы суспензии растворителем	245
Экономичность работы периодическидействующих фильтров	249
Производительность непрерывнодействующих фильтров	252
Примерные расчеты	256

ГЛАВА IX. РАЗДЕЛЕНИЕ СГУЩЕННЫХ И РАССЛАИВАЮЩИХСЯ СУСПЕНЗИЙ	262
Разделение сгущенных суспензий	262
Разделение расслаивающихся суспензий	265
Примерные расчеты	278
ГЛАВА X. РАЗДЕЛЕНИЕ СУСПЕНЗИЙ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ВОСПОМОГАТЕЛЬНЫХ ВЕЩЕСТВ	279
Требования, предъявляемые к вспомогательным веществам	280
Способы использования вспомогательных веществ	281
Характеристики некоторых вспомогательных веществ	286
Экспериментальные исследования по выбору вспомогательных веществ	290
О закономерностях нанесения слоя вспомогательного вещества на фильтровальную перегородку	299
ГЛАВА XI. ФИЛЬТРОВАЛЬНЫЕ ПЕРЕГОРОДКИ	301
Гибкие фильтровальные перегородки	303
Негибкие фильтровальные перегородки	309
Указания по выбору фильтровальных перегородок	312
ГЛАВА XII. АППАРАТЫ ДЛЯ ФИЛЬТРОВАНИЯ	319
Классификация процессов фильтрования	319
Классификация фильтров	322
Фильтры с противоположными направлениями действия силы тяжести и движения фильтрата (барабанные фильтры)	324
Фильтры с совпадающими направлениями действия силы тяжести и движения фильтрата	339
Барабанные фильтры	339
Нутч-фильтры	341
Тарельчатые фильтры (план-фильтры)	344
Ленточные фильтры	346
Фильтр с центробежным удалением осадка	352
Фильтры с перпендикулярными направлениями действия силы тяжести и движения фильтрата	353
Фильтрпрессы	354
Мешочные фильтры	358
Листовые фильтры	359
Дисковые вакуум-фильтры	365
Реверсивные фильтры	366
Патронные фильтры	367
Повышение производительности фильтров	371
Аналогия между фильтрами и некоторыми теплопередающими устройствами	375
Моделирование фильтров	376
Выбор фильтров	379
ГЛАВА XIII. ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ СУСПЕНЗИЙ НА ФИЛЬТРАХ	389
Литература	419
Предметный указатель	436

ПРЕДИСЛОВИЕ

Процессы фильтрации при разделении суспензий широко распространены на заводах химической и родственных ей отраслей промышленности. В связи с общим развитием промышленности возросло значение и процессов фильтрации, что находит свое выражение в расширении исследований в этой области. За относительно небольшое время, прошедшее после второго издания книги (Изд. «Химия», 1968), появился ряд работ по теории и практике фильтрации, которые отражены в третьем издании. Эти работы представлены в книге в виде самостоятельных фрагментов, так что почти весь текст второго издания удалось сохранить без изменений. В частности, приведены новые закономерности фильтрации с образованием сжимаемого осадка, учитывающие перераспределение разности давлений между фильтровальной перегородкой и осадком, обобщенные закономерности фильтрации с закупориванием пор перегородки, а также даны некоторые сведения о математическом моделировании процессов фильтрации; расширены сведения о процессах неоднородного фильтрации.

В третьем издании автором высказаны соображения по некоторым вопросам, требующим дальнейшего обсуждения: о несоответствии между результатами лабораторных исследований и производственными данными, о значении уравнения Козени — Кармана, об особенностях определения удельного сопротивления осадка на фильтре с поршнем, о расчетах операций промывки и обезвоживания осадков на фильтрах.

В третьем издании книги расширены практические аспекты процессов фильтрации, но, как и в первых двух, кратко описаны лишь важнейшие конструкции фильтров. При этом сохранена классификация их по принципу взаимного расположения направлений действия разности давлений и силы тяжести.

Количество примеров, поясняющих принципы расчета фильтров, несколько увеличено. Автор отмечает, что, принимая во внимание пропорциональность массы и веса в обычных условиях производства, в целях удобства для выражения числовых значений ряда параметров в книге используются не единицы массы, а пропорциональные им единицы веса.

Все замечания и пожелания читателей будут приняты автором с благодарностью.

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- $C_{\text{воз}}$ — фактор продувки, $\text{м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$.
- $C_{\text{об}}$ — фактор обезвоживания, сек.
- c_0 — концентрация растворенного вещества в фильтрате, $\text{мн} \cdot \text{л}^{-1}$.
- $c_{\text{в}}$ — концентрация твердых частиц в суспензии, $\text{н} \cdot \text{н}^{-1}$.
- $c_{\text{м}}$ — мгновенная концентрация растворенного вещества в промывной жидкости, $\text{н} \cdot \text{н}^{-1}$ или $\text{мн} \cdot \text{л}^{-1}$.
- $D_{\text{бар}}$ — диаметр барабана, м.
- d — диаметр или размер твердых частиц, м или мкм.
- $d_{\text{ср}}$ — средний размер твердых частиц, м или мкм.
- $d_{\text{э}}$ — эквивалентный диаметр пор или капиллярных каналов, м.
- G — вес растворенного вещества в промывной жидкости, н.
- G_0 — вес растворенного вещества в фильтрате, содержащемся в осадке перед промывкой, н.
- $G_{\text{т}}$ — вес твердых частиц, н.
- $g_{\text{ос}}$ — вес твердых частиц осадка, отнесенный к 1 м^2 поверхности фильтрации, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$.
- $h_{\text{ос}}$ — толщина слоя осадка на фильтровальной перегородке, м.
- $k_{\text{погр}}$ — отношение поверхности фильтрации барабана, погруженной в суспензию, к общей поверхности фильтрации барабана.
- m — отношение веса влажного осадка к весу твердых частиц осадка ($\text{н} \cdot \text{н}^{-1}$) или степень насыщения при промывке.
- $m_{\text{в}}$ — насыщение осадка влагой, равное отношению общего объема неподвижной и движущейся влаги к объему пор, доли единицы.
- m_0 — остаточное насыщение осадка влагой, равное отношению объема неподвижной влаги в конце обезвоживания к объему пор, доли единицы.
- $m_{\text{э}}$ — эффективное насыщение осадка влагой, равное отношению объема движущейся жидкости к общему объему той же жидкости и воздуха, дол. единицы.
- $N_{\text{бар}}$ — число оборотов барабана в 1 сек.
- P — давление, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$.
- $P_{\text{гидр}}$ — гидростатическое давление слоя суспензии и слоя фильтрата, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$.
- ΔP — разность давлений, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$.
- $\Delta P_{\text{ос}}$ — падение статического давления жидкости в осадке, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$.
- $\Delta P_{\text{ф.п}}$ — падение статического давления жидкости в фильтровальной перегородке, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$.
- $\Delta P_{\text{экв}}$ — среднее эквивалентное значение разности давлений, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$.
- q — объем фильтрата, полученного с 1 м^2 поверхности фильтрации, $\text{м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$ или м.
- $q_{\text{в}}$ — объем влаги, отнесенный к 1 м^2 поверхности фильтрации, $\text{м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$ или м.
- q_0 — объем фильтрата в порах осадка до промывки, отнесенный к 1 м^2 поверхности фильтрации, $\text{м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$ или м.
- $q_{\text{ос}}$ — объем осадка, отнесенный к 1 м^2 поверхности фильтрации, $\text{м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$ или м.

- $q_{п.ж}$ — объем промывной жидкости, отнесенный к 1 м² поверхности фильтрования, м³ · м⁻² или м.
- q_c — объем суспензии, отнесенный к 1 м² поверхности фильтрования, м³ · м⁻² или м.
- $R = R_{oc} + R_{ф.п}$ — общее сопротивление при фильтровании, м⁻¹.
- $R_{ф.п} = \mu R_{ф.п}$
- R_{oc} — сопротивление слоя осадка, м⁻¹.
- $R_{ф.п}$ — сопротивление фильтровальной перегородки, м⁻¹.
- r_n — удельное весовое сопротивление осадка, м · н⁻¹.
- $r_v = \mu r_v$
- r_o — удельное объемное сопротивление осадка, м⁻².
- $r_o = \mu r_o$
- r_k — начальный радиус капилляра, м.
- r — переменный радиус капилляра, м.
- S — поверхность фильтрования, м².
- S_0 — удельная поверхность твердых частиц осадка, м² · м⁻³.
- $S_{бар}$ — общая поверхность фильтрования вращающегося барабана, м².
- V — объем фильтрата, м³.
- V_0 — объем фильтрата в порах осадка перед промывкой, м³.
- $V_{воз}$ — объем воздуха, продуваемого через осадок поверхностью 1 м², м³ · м⁻².
- V_{oc} — объем осадка, м³.
- $V_{п.ж}$ — объем промывной жидкости, м³.
- V_c — объем суспензии, м³.
- W — скорость фильтрования, м³ · м⁻² · сек⁻¹ или м · сек⁻¹.
- $W_{воз}$ — скорость движения воздуха при однофазном потоке, м³ · м⁻² · сек⁻¹ или м · сек⁻¹.
- $W'_{воз}$ — скорость движения воздуха при двухфазном потоке, м³ · м⁻² · сек⁻¹ или м · сек⁻¹.
- $W_{нач}$ — начальная скорость фильтрования, м³ · м⁻² · сек⁻¹ или м · сек⁻¹.
- $W_{об}$ — скорость обезвоживания, м³ · м⁻² · сек⁻¹ или м · сек⁻¹.
- W_{oc} — скорость осаждения твердых частиц суспензии под действием силы тяжести, м · сек⁻¹.
- $W_{п}$ — скорость промывки, м³ · м⁻² · сек⁻¹ или м · сек⁻¹.
- $W_{усл}$ — условная средняя скорость фильтрования или средняя производительность фильтра в единицу времени за весь цикл его работы, м³ · м⁻² · сек⁻¹ или м · сек⁻¹.
- x_v — отношение веса твердых частиц к объему фильтрата, н · м⁻³.
- x_o — отношение объема осадка к объему фильтрата, м³ · м⁻³.
- $\gamma_{воз}$ — удельный вес воздуха, н · м⁻³.
- $\gamma_{ж}$ — удельный вес жидкой фазы суспензии, н · м⁻³.
- γ_c — удельный вес суспензии, н · м⁻³.
- γ_t — удельный вес твердых частиц, н · м⁻³.
- ϵ — пористость или отношение объема пор к объему осадка.
- ν — пористость или отношение объема пор к объему твердых частиц осадка.
- μ — вязкость жидкой фазы суспензии или фильтрата, н · сек · м⁻².
- $\mu_{воз}$ — вязкость воздуха, н · сек · м⁻².
- $\mu_{п.ж}$ — вязкость промывной жидкости, н · сек · м⁻².
- μ_d — вязкость растворителя, н · сек · м⁻².
- $\mu_{см}$ — вязкость смеси жидкой фазы суспензии и растворителя, н · сек · м⁻².
- σ — поверхностное натяжение, н · м⁻¹.
- τ — продолжительность фильтрования, сек.
- $\tau_{всп}$ — продолжительность вспомогательных операций, сек.
- $\tau_{об}$ — продолжительность обезвоживания, сек.
- $\tau_{осн}$ — продолжительность основных операций, сек.
- $\tau_{п}$ — продолжительность промывки, сек.
- $\tau_{ц}$ — продолжительность цикла работы фильтра, сек.

Ф ильтрованием* называют процессы разделения неоднородных систем при помощи пористых перегородок, которые задерживают одни фазы этих систем и пропускают другие. К этим процессам относятся разделение суспензий на чистую жидкость и влажный осадок, аэрозолей на чистый газ и сухой осадок или на чистый газ и жидкость. Закономерности, характеризующие процессы разделения перечисленных неоднородных систем, наряду с общими чертами имеют также существенные отличия, причем закономерности процесса разделения суспензий установлены значительно полнее и точнее по сравнению с соответствующими закономерностями для аэрозолей. В данной книге рассмотрены только процессы разделения суспензий применительно к условиям фильтрования, встречающимся в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей, угольной, пищевой, целлюлозно-бумажной и некоторых других отраслях промышленности.

По нашему мнению, целесообразно различать понятия «фильтрование» и «фильтрация», обозначая первым из них процессы разделения суспензий и других неоднородных систем в промышленных и лабораторных условиях, а вторым — процессы движения жидкостей и газов через пористые грунты в природных условиях. По аналогии термины фильтрование или фильтрация применяют к процессам разделения лучей, переменных токов и звуковых колебаний, т. е. к процессам, для осуществления которых вместо пористой среды используются соответствующие физические приборы. Однако неправильно называть фильтрованием процесс разделения аэрозолей посредством осаждения твердых частиц или капелек жидкости в электростатическом поле электрофильтров. Поскольку для проведения этого процесса пористую перегородку не применяют, его следует называть электростатическим осаждением.

Разделение суспензии можно проводить для получения твердой или жидкой фазы, когда другая фаза является отходом, а также для одновременного получения твердой и жидкой фаз.

Разделение суспензии, состоящей из жидкости, в которой взвешены твердые частицы, производится при помощи фильтра. В простейшем случае он является сосудом, разделенным на две части пористой фильтровальной перегородкой. Суспензию помещают в одну часть этого сосуда таким образом, чтобы она соприкасалась с фильтровальной перегородкой. В разделенных частях сосуда создается разность давлений, под действием которой жидкость проходит через поры фильтровальной

* Корень этого слова происходит от латинского *filtrum*, первоначально означавшего войлок, который в древности применяли для процеживания жидкостей с целью очистки их от примесей.

перегородки, а твердые частицы задерживаются этой перегородкой. Таким образом, суспензия разделяется на чистый ф и л ь т р а т и влажный осадок*.

В промышленных условиях применяют разнообразные, часто довольно сложные по конструкции фильтры, причем фильтровальная перегородка обычно имеет плоскую или цилиндрическую форму.

Фильтры чаще всего подразделяют на периодически действующие и непрерывно действующие. В первых фильтровальная перегородка неподвижна, во вторых она непрерывно перемещается по замкнутому пути. При этом в фильтрах периодического действия на всех элементах перегородки одновременно осуществляются одни и те же процессы, например поступление суспензии, образование осадка или его удаление. В фильтрах непрерывного действия на различных элементах перегородки происходят разные процессы в зависимости от того, на каком участке замкнутого пути находится в данный момент рассматриваемый элемент перегородки; так, на один участок перегородки поступает суспензия, а на других ее участках образуется и удаляется осадок.

Можно также подразделить фильтры по направлениям движения фильтрата и действия силы тяжести, поскольку осаждение твердых частиц суспензии под действием этой силы влияет на закономерности фильтрования. Указанные направления могут совпадать (нутч с горизонтальной перегородкой, над которой находится суспензия), быть противоположными (вращающийся барабанный вакуум-фильтр, нижняя часть которого погружена в суспензию) или перпендикулярными друг другу (плотно-рамный фильтр-пресс с вертикальными перегородками).

Фильтрование является гидродинамическим процессом, скорость которого прямо пропорциональна разности давлений, создаваемой по обеим сторонам фильтровальной перегородки (движущая сила процесса), и обратно пропорциональна сопротивлению, испытываемому жидкостью при ее движении через поры перегородки и слой образовавшегося осадка.

Разность давлений по обеим сторонам фильтровальной перегородки создают при помощи компрессоров, вакуум-насосов и жидкостных насосов, например поршневых и центробежных, а также используя гидростатическое давление самой разделяемой суспензии.

При применении вакуум-насосов и компрессоров фильтр присоединяют к вакуум-ресиверу или ресиверу сжатого воздуха и проводят фильтрование при постоянной разности давлений. Для вакуум-насосов эта разность давлений в производственных условиях обычно находится в пределах $5-9 \text{ н.см}^{-2}$, а для компрессоров — в пределах $5-30 \text{ н.см}^{-2}$. Скорость фильтрования непре-

равно уменьшается вследствие возрастания толщины осадка и увеличения его сопротивления.

При использовании поршневых и центробежных насосов разность давлений обычно не превышает 50 н.см^{-2} , но иногда достигает значительно большей величины.

Если при фильтровании применяют поршневой насос, процесс протекает с постоянной скоростью (определяемой производительностью насоса) при возрастающей разности давлений, что обусловлено увеличением толщины осадка. В случае использования центробежного насоса разность давлений и скорость фильтрования изменяются (вследствие уменьшения производительности насоса в результате возрастания сопротивления при увеличении толщины осадка).

Фильтрование под действием гидростатического давления суспензии (до 5 н.см^{-2}) в производственных условиях применяется сравнительно редко; этот способ используется при фильтровании воды на песчаных фильтрах.

Независимо от того, каким образом создают разность давлений, движущая сила процесса фильтрования возрастает прямо пропорционально этой разности. Однако в большинстве случаев скорость фильтрования возрастает медленнее, чем увеличивается разность давлений, так как при увеличении последней поры перегородки и осадка сжимаются и сопротивление возрастает.

Не следует забывать, что в некоторых случаях, когда осадок отличается большой сжимаемостью, движущая сила и сопротивление возрастают почти пропорционально, вследствие чего повышением разности давлений не удается достигнуть заметного увеличения скорости фильтрования.

Сопротивление при фильтровании является суммой сопротивлений фильтровальной перегородки и слоя осадка.

Необходимая отличительная особенность всякой фильтровальной перегородки — наличие в ней сквозных пор, способных пропускать жидкость, но задерживать твердые частицы суспензии. При этом сквозные поры могут задерживать такие твердые частицы, размер которых меньше размера поперечного сечения пор в их самых узких частях (см. далее). В настоящее время применяют разнообразные по свойствам фильтровальные перегородки, в частности зернистые слои песка, диатомита, угля; волокнистые слои из асбестовых и хлопчатобумажных волокон; хлопчатобумажные или шерстяные ткани, а также ткани из синтетических волокон; сетки из волосных или металлических нитей; пористые перегородки из кварца, шамота, спекшегося стеклянного или металлического порошка, а также из твердой резины (эбонита).

Средний размер и форма пор фильтровальных перегородок определяются размерами и формой элементов, из которых они изготовлены. При этом средний размер пор тем больше, чем крупнее указанные элементы, а форма пор тем единообразнее, чем правильнее форма этих элементов. Так, в зернистых слоях размер

* На английском языке принят термин cake (лепешка, плитка), на немецком — Kuchen (пирог), на французском — gâteau (пирог).

пор увеличивается с возрастанием размера составляющих частиц, а форма пор в слое из шарообразных частиц песка одинакового размера единообразнее, чем в слоях из одинаковых по размеру частиц диатомита или угля, имеющих очень неправильную форму. Аналогичные выводы можно сделать и для фильтровальных перегородок других типов.

Условия изготовления фильтровальной перегородки также влияют на средний размер пор и их форму. Например, характеристика пор изменяется при предварительном прессовании волокнистых слоев, зависит от свойств нитей в тканях, от способов спекания керамических, стеклянных и металлических порошков.

Для некоторых фильтровальных перегородок, например для тканей и в особенности для волокнистых слоев, характерна значительная сжимаемость под действием разности давлений, обычно применяемой при фильтровании в производственных условиях. Другие фильтровальные перегородки, например керамические плитки и перегородки из спекшегося стеклянного или металлического порошка, полностью лишены этой способности. При сжатии толщина фильтровальной перегородки уменьшается, что сопровождается не только уменьшением ее пор, но и изменением их формы, обусловленным деформацией и относительным сдвигом элементов перегородки.

Существенное влияние на средний размер и форму пор оказывают процессы, происходящие в фильтровальной перегородке во время ее работы и приводящие к уменьшению эффективного размера пор, а следовательно, к повышению ее сопротивления движению жидкости. Основным процессом является проникание твердых частиц разделяемой суспензии в поры фильтровальной перегородки. В некоторых случаях следует также считать с набуханием волокон органического происхождения. Увеличение сопротивления фильтровальной перегородки при ее работе может быть довольно значительным, причем промывкой почти никогда не удается восстановить первоначальное сопротивление. Однако периодическая промывка часто предотвращает дальнейшее увеличение сопротивления.

Фильтровальные перегородки почти всегда размещаются на различных опорных устройствах, которые также оказывают сопротивление движению жидкости. Так, фильтровальные перегородки из волокон и тканей размещаются обычно на опорных перегородках с отверстиями; при этом жидкость движется не только в направлении, перпендикулярном поверхности фильтровальной перегородки, но отчасти и в направлениях, параллельных этой перегородке, в тех зонах, которые находятся вблизи границы между фильтровальной и опорной перегородками.

Отделение твердых частиц суспензии от жидкости при помощи фильтровальной перегородки является сложным процессом. Особенно существенно, что для такого отделения нет необходимости применять перегородку с порами, средний размер которых меньше

среднего размера твердых частиц. Как оказывается, твердые частицы успешно задерживаются фильтровальными перегородками с порами, средний размер которых значительно превышает средний размер отделяемых частиц.

Твердые частицы, увлекаемые потоком жидкости к фильтровальной перегородке, попадают в различные условия. Наиболее простой случай, когда твердая частица задерживается на поверхности фильтровальной перегородки и не проникает в пору вследствие того, что размер последней в начальном сечении меньше размера твердой частицы. Если размер твердой частицы меньше размера поры в самом узком ее сечении, частица может пройти через фильтровальную перегородку вместе с фильтратом. Однако она может задержаться внутри перегородки в результате адсорбции на стенках поры или механического торможения на том участке поры, который имеет очень неправильную форму. Такая застрявшая частица уменьшает эффективное сечение поры, и вероятность задерживания в ней последующих твердых частиц увеличивается. Возможен также случай, когда отдельная твердая частица полностью закупоривает пору и делает ее непроходимой для других частиц. Наконец, небольшая по сравнению с порами твердая частица может тем не менее не войти в пору и остаться на поверхности фильтровальной перегородки. Это происходит тогда, когда над входом в пору на поверхности фильтровальной перегородки образуется сводик из нескольких относительно небольших твердых частиц, который пропускает жидкость и задерживает другие твердые частицы. Образование сводика наблюдается лишь при достаточно высокой концентрации твердых частиц в разделяемой суспензии. Все описанные явления встречаются на практике.

Мутность фильтрата в начале фильтрования объясняется прониканием твердых частиц через поры фильтровальной перегородки. Фильтрат становится прозрачным, когда перегородка приобретает достаточную задерживающую способность. Это достигается либо за счет уменьшения эффективности сечения пор при проникании в них твердых частиц, либо вследствие образования сводиков над входами в поры. При уменьшении эффективного сечения пор происходит фильтрование с закупориванием пор: на поверхности фильтровальной перегородки осадок почти не образуется и твердые частицы задерживаются внутри пор. Во втором случае осуществляется фильтрование с образованием осадка, когда твердые частицы почти не проникают внутрь фильтровальной перегородки. Увеличение сопротивления прохождению жидкости при фильтровании с закупориванием пор объясняется возрастанием сопротивления фильтровальной перегородки, а при фильтровании с образованием осадка — повышением сопротивления увеличивающегося слоя осадка.

В практических условиях необходимо считаться с возможностью протекания более сложных процессов, в которых

сочетаются характерные особенности процессов фильтрования с закупориванием пор и образованием осадка.

Рассмотренные взаимоотношения между фильтровальной перегородкой и твердыми частицами суспензии очень существенны и в значительной мере определяют закономерности фильтрования.

Процесс фильтрования с образованием осадка на практике встречается чаще, чем фильтрование с закупориванием пор. По достижении установленной толщины слоя осадка его снимают с фильтровальной перегородки различными механическими устройствами или отделяют от нее обратным потоком фильтрата. Чтобы предотвратить появление мутного фильтрата в первый момент последующего цикла фильтрования, при снятии осадка механическими устройствами на фильтровальной перегородке иногда оставляют тонкий слой твердых частиц. С той же целью фильтрование в некоторых случаях начинают при небольшой, постепенно возрастающей разности давлений и приблизительно постоянной скорости процесса, а затем переходят к фильтрованию при постоянной разности давлений и постепенно уменьшающейся скорости процесса.

Структура образующегося осадка и, следовательно, его сопротивление потоку жидкости зависят от свойств твердых частиц и жидкой фазы суспензии, а также от условий фильтрования.

Структура осадка прежде всего определяется гидродинамическими факторами, к числу которых относятся пористость осадка, размер составляющих его твердых частиц и удельная поверхность или сферичность этих частиц*. Однако на структуру осадка очень сильно влияет и ряд других факторов, которые до некоторой степени условно можно называть физико-химическими. Такими факторами являются, в частности, степень коагуляции или пептизации твердых частиц суспензии; содержание в ней смолистых и коллоидных примесей, закупоривающих поры; влияние электрокинетического потенциала, возникающего на границе раздела твердой и жидкой фаз в присутствии ионов и уменьшающего эффективное сечение пор; наличие сольватной оболочки на твердых частицах (действие ее проявляется при соприкосновении частиц в процессе образования осадка). Вследствие совместного влияния гидродинамических и физико-химических факторов изучение структуры и сопротивления осадка крайне осложняется и возможность вычисления величины сопротивления как функции всех этих факторов почти исключается. Влияние физико-химических факторов, тесно связанное с поверхностными явлениями на границе раздела твердой и жидкой фаз, в особенности проявляется при небольших размерах твердых частиц суспензии. По мере увеличения размера твердых частиц усиливается относительное влияние гидродинами-

ческих факторов, а по мере уменьшения их размера возрастает влияние физико-химических факторов.

В настоящее время отсутствует сколько-нибудь надежный способ оценки влияния физико-химических факторов, позволяющий решать, можно ли пренебречь этим влиянием. В качестве очень грубого приближения можно принять, что влияние физико-химических факторов становится особенно заметным для первичных частиц* размером 10—20 мкм.

Из условий фильтрования, влияющих на его течение, наибольшее значение имеют разность давлений по обеим сторонам фильтровальной перегородки и температура суспензии.

О влиянии разности давлений на сопротивление осадка было сказано на стр. 13. Здесь следует добавить, что большинство осадков, встречающихся на практике, нужно считать сжимаемыми и что степень сжимаемости возрастает с уменьшением размера твердых частиц.

Температура суспензии влияет на вязкость ее жидкой фазы и соответственно на способность этой фазы проходить через поры осадка и фильтровальной перегородки.

Кроме рассмотренных факторов, процесс фильтрования осложняют, например, неравномерность размера твердых частиц суспензии, способность этих частиц деформироваться при действии разности давлений и оседать под действием силы тяжести.

Неравномерность размера твердых частиц влияет на геометрическую структуру элементарного слоя осадка не только в момент его образования, но также и в процессе фильтрования. Это объясняется тем, что в процессе фильтрования твердые частицы относительно небольшого размера могут увлекаться потоком жидкости и перемещаться из слоев осадка, удаленных от фильтровальной перегородки, в слои осадка, близкие к перегородке, и даже в ее поры. В результате увеличивается сопротивление ранее образовавшихся слоев осадка и, возрастает сопротивление фильтровальной перегородки.

Способность твердых частиц деформироваться** под действием разности давлений может привести к сплющиванию частиц и закрыванию ими входов в поры.

Осаждение твердых частиц под действием силы тяжести по-разному сказывается на скорости образования осадка в зависимости от взаимного расположения направлений силы тяжести и движения жидкости при фильтровании. Если эти направления совпадают, например при фильтровании на горизонтальном нутче, то скорость образования осадка будет увеличиваться по мере возрастания способности твердых частиц к осаждению. Если указанные

* В дальнейшем под удельной поверхностью частицы понимается отношение поверхности частицы к ее объему, а под сферичностью — отношение поверхности шарообразной частицы к поверхности частицы неправильной формы, имеющей такой же объем.

* Первичные частицы кристаллического строения в результате агрегации образуют более крупные вторичные частицы псевдоаморфного строения.

** Не следует смешивать способность осадка сжиматься со способностью твердых частиц деформироваться. Осадок, состоящий из недеформирующихся частиц, может сжиматься вследствие перегруппировки этих частиц.

направления противоположны, как, например, при фильтровании на обычном вращающемся барабанном вакуум-филт্রে, то образование осадка может замедляться по мере увеличения способности твердых частиц к осаждению. Еще более сложные взаимоотношения наблюдаются в плиточно-рамном филтпрессе, где направления силы тяжести и движения жидкости перпендикулярны.

Наконец, следует указать на огромное влияние, которое оказывают на течение процесса фильтрования условия образования суспензии и ее предварительная обработка, а также добавление к суспензии коагулирующих и пептизирующих веществ. Эти факторы могут во много раз изменить сопротивление осадка, что вызывает соответствующее изменение скорости фильтрования.

При разделении малоконцентрированных суспензий тонкодисперсных твердых частиц проникание этих частиц в поры фильтровальной перегородки можно предотвратить путем использования так называемых фильтровальных вспомогательных веществ. Это — тонкозернистые или тонковолокнистые материалы, которые наносят на фильтровальную перегородку предварительным фильтрованием либо добавляют к разделяемой суспензии. К таким материалам относятся, в частности, диатомит, перлит, асбест, целлюлоза. Независимо от того, образовался ли слой вспомогательного вещества при предварительном фильтровании или в процессе разделения суспензии, он обладает задерживающим действием по отношению к твердым частицам разделяемой суспензии. Наиболее широко применяется диатомит, который отличается достаточно высокой задерживающей способностью, значительной прочностью, хорошей проникаемостью по отношению к жидкости и устойчив к действию химически агрессивных жидкостей. Активированный уголь и отбеливающая земля, кроме задерживающей способности по отношению к твердым частицам, обладают также адсорбционным действием; они адсорбируют растворенные в жидкости вещества, например вещества, окрашивающие жидкость.

Если концентрация твердых частиц в суспензии невелика, ее трудно разделять на филтрах непрерывного действия, где продолжительность стадии образования осадка нужной толщины ограничена минимальной скоростью перемещения перегородки по замкнутому пути. Поэтому такие суспензии предварительно сгущают в отстойниках под действием силы тяжести или в филтрах-сгустителях под действием разности давлений.

Приведенное краткое описание основных особенностей фильтрования показывает, что этот процесс — один из сложных в химической технологии. Особенностью его является влияние на течение процесса фильтрования двух принципиально различных групп факторов.

К группе макрофакторов относятся такие переменные, как поверхность фильтровальной перегородки, разность давлений,

толщина слоя осадка, вязкость жидкой фазы. Величины этих переменных можно точно определить при помощи соответствующих приборов. К группе микрофакторов следует отнести размер и форму пор осадка и фильтровальной перегородки, толщину двойного электрического слоя на поверхности твердых частиц и т. д. В настоящее время величины переменных второй группы невозможно непосредственно определить измерением приборами. Это объясняется как небольшими размерами твердых частиц суспензии и пор осадка или фильтровальной перегородки, так и неравномерностью размера и различием форм отдельных твердых частиц и пор. Поэтому для количественной оценки переменных второй группы используют косвенные методы, дающие часто физически неправильные результаты, которые, однако, оказываются пригодными для решения частных проблем.

Микрофакторы, определяющие структуру образующегося осадка, решающим образом влияяют на процесс фильтрования и препятствуют его моделированию.

Разделение суспензий обычно не заканчивается образованием влажного осадка на фильтровальной перегородке и сборанием филтрата в приемный резервуар. После фильтрования часто производят промывку и продувку осадка. Промывка необходима для более полного отделения филтрата от твердых частиц осадка и в основном сводится к вытеснению жидкости, оставшейся после фильтрования в порах осадка, другой, промывной жидкостью, смешивающейся с первой. Назначение продувки — по возможности уменьшить количество жидкости, оставшейся в осадке после фильтрования или промывки. Эта жидкость вытесняется из пор осадка воздухом (или другим газом), который может быть предварительно нагрет, в результате чего к гидродинамическому процессу вытеснения присоединяется диффузионный процесс сушки. Гидродинамические закономерности при промывке (если промывная жидкость поступает на осадок в виде капель и струй, как, например, на барабанных вакуум-филтрах) и продувке значительно сложнее, чем при фильтровании, вследствие того, что сквозь поры осадка проходит двухфазная смесь жидкости и газа. Этот процесс не упрощается тем, что при промывке и продувке жидкость и газ проходят сквозь слой уже образовавшегося осадка с определенной структурой; в практических условиях возможно изменение структуры осадка при промывке и в особенности при продувке, выражающееся в некотором уменьшении толщины осадка и образовании в нем трещин.

Рассмотрим теперь некоторые основные проблемы процессов промышленного фильтрования, которые за последнее время приобрели особый интерес.

Значение процессов фильтрования возрастает с увеличением масштабов производства химической и родственных ей отраслей промышленности. Это объясняется тем, что процесс разделения суспензии нередко вызывает затруднения, обусловленные главным

образом большим сопротивлением осадка и соответственно малой скоростью фильтрования. При этом для достижения заданной производительности фильтровальной установки требуется большое число фильтров определенной конструкции. Поэтому возникла тенденция к увеличению размеров фильтровального оборудования и интенсификации процессов фильтрования [259].

Однако увеличение размеров фильтровального оборудования допустимо лишь до некоторых пределов, обусловленных конструктивными особенностями и условиями эксплуатации фильтров.

Значительно целесообразнее использовать возможности интенсификации процессов фильтрования путем уменьшения удельного сопротивления осадка при соответствующем повышении скорости фильтрования.

Интенсификация процессов фильтрования может быть достигнута двумя различными путями. По первому пути, который в некоторой степени уже применяется в настоящее время, полученную и подлежащую разделению суспензию обрабатывают таким образом, чтобы в процессе фильтрования образовался осадок с возможно меньшим сопротивлением. Для этого к суспензии добавляют вспомогательные вещества, флокулянты или электролиты.

По второму пути, который сейчас используется редко, в процессе получения суспензии создают по возможности такие условия, которые обеспечивают образование твердых частиц, дающих при фильтровании осадок с пониженным сопротивлением. Такого результата можно достигнуть, в частности, применением более чистых исходных веществ и проведением предыдущих стадий технологического процесса в более мягких условиях, чтобы уменьшить возможность появления в суспензии смолистых, слизистых и коллоидных примесей. К той же цели ведет надлежащее изменение температуры и продолжительности предшествующей операции кристаллизации, а также скорости и порядка прибавления реагирующих веществ при образовании суспензии.

Представляется необходимым, чтобы при разработке технологического процесса, включающего стадию фильтрования, уже в лаборатории обращалось достаточное внимание на гидродинамические свойства фильтровальных осадков и исследовались условия проведения процесса, обеспечивающие получение этих осадков с возможно меньшим сопротивлением. Есть основания предполагать, что затраты на выполнение исследовательских работ в указанном направлении будут значительно меньше экономии, достигнутой в результате сокращения капитальных затрат и эксплуатационных расходов вследствие уменьшения размеров фильтровальной установки.

В связи с большим значением исследовательских работ в области фильтрования целесообразно отметить следующее.

Существует основное различие между исследованиями, проводимыми для установления расчетных уравнений, и исследованиями, целью которых является изучение влияния отдельных факторов на течение рассматриваемого процесса фильтрования.

В первом случае необходимо пользоваться приборами и методами, обеспечивающими высокую точность получаемых результатов. Желательно, чтобы величины, находимые с помощью расчетных уравнений, отклонялись от действительных значений не более чем на 25%. Это соответствует разумному запасу мощности оборудования, принимаемому при проектировании с учетом непредвиденных отклонений от нормального течения процесса.

Во втором случае возможно применять приборы и методы, дающие значительно меньшую точность при условии, что относительная погрешность приблизительно одинакова в ряде сравнительных опытов. Результаты таких опытов позволяют судить о направлении и интенсивности действия определенного фактора на течение исследуемого процесса. Полученные при этом сведения можно использовать для установления оптимальных условий процесса.

Когда получена суспензия, обладающая определенными свойствами и подлежащая разделению на твердую и жидкую фазы, возникает необходимость в выборе средств фильтрования. В общем виде под этим подразумевается выбор фильтра и фильтровальной перегородки, а также решение вопроса об использовании вспомогательного вещества и установление режима фильтрования.

Очень большое разнообразие в свойствах разделяемых суспензий и коренные различия в конструкциях значительного числа фильтров, наряду с высокой чувствительностью свойств суспензий и осадков к условиям их получения, делают выбор средств фильтрования крайне сложным. Существует ряд общих, весьма существенных рекомендаций для такого выбора. К числу их относится, например, указание о целесообразности использования фильтров, в которых направления действия силы тяжести и движения фильтра совпадают, в тех случаях, когда разделяется полидисперсная суспензия. При этом на фильтровальной перегородке в первую очередь откладываются наиболее крупные твердые частицы, предотвращающие закупоривание ее пор более мелкими. Сюда же можно отнести указание о нецелесообразности повышения разности давлений с целью увеличения скорости фильтрования, если осадок отличается сильной сжимаемостью, обуславливающей значительное возрастание его удельного сопротивления при повышении указанной разности. Однако вся совокупность подобных общих указаний недостаточна для надежного выбора средств фильтрования в каждом отдельном случае.

Для правильного решения проблем выбора фильтра, фильтровальной перегородки, вспомогательного вещества и режима фильтрования намечаются два пути.

Применяя первый путь, следует создать опытные установки, включающие достаточное число различных небольших фильтров, одинаковых по конструкции с промышленными фильтрами разных типов. Учитывая упомянутые выше общие указания по выбору средств фильтрования и используя различные фильтровальные перегородки (а в случае необходимости и вспомогательные вещества), экспериментально можно выбрать наиболее рациональную конструкцию фильтра и установить режим его работы применительно к данной суспензии. При этом следует иметь в виду, что не все суспензии сохраняют неизменными свои свойства во время транспортирования от места получения до опытной установки, в особенности если расстояние между данными пунктами значительно. В связи с этим целесообразно сконструировать небольшие транспортательные опытные фильтры, которые можно доставлять к месту получения суспензии.

Используя второй путь, надлежит организовать накопление и систематизацию производственных данных о свойствах суспензий и осадков и о соответствующих им средствах фильтрования. Для этого необходимо иметь унифицированную схему, согласно которой даются сведения об уже внедренных в производство процессах фильтрования. Только при этом условии возможны сопоставление сведений о различных промышленных процессах фильтрования и приближенная идентификация одного из них с новым процессом фильтрования. Последнее дает возможность выбрать средства фильтрования с последующей экспериментальной проверкой выбранных средств.

При выборе средств фильтрования выполняют сравнительные расчеты по определению удельной производительности различных фильтров или их удельной поверхности фильтрования. Такие расчеты можно производить на основании полученных опытных данных без использования основных уравнений фильтрования. После выбора средств фильтрования расчеты по определению удельной производительности или удельной поверхности фильтрования выбранного фильтра в принятых условиях разделения суспензии выполняют при проектировании новой промышленной фильтровальной установки. Для этих расчетов можно использовать основные уравнения фильтрования, предварительно определив экспериментально некоторые постоянные в указанных уравнениях, в частности удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки. В связи с этим представляется возможным высказать некоторые соображения об определении постоянных в уравнениях фильтрования и о расчете фильтров, а также о моделировании процессов фильтрования.

Существует большое число способов определения постоянных в уравнениях фильтрования, причем выбор одного из них нередко может вызвать затруднения. Применительно к процессам с образованием осадка при неизменной разности давлений все способы определения удельного сопротивления осадка, которое является

наиболее важной постоянной в уравнениях фильтрования, распределены на четыре группы.

Способы первой группы основаны на проведении опытов по фильтрованию в условиях постоянно увеличивающейся толщины слоя осадка, как это происходит в действительном процессе разделения суспензии. В способах второй группы опыты проводятся путем фильтрования чистой жидкости через слой заранее полученного осадка постоянной толщины. Способы третьей группы характеризуются использованием эмпирических уравнений, в которых дается зависимость удельного сопротивления осадка от ряда его свойств (пористость, удельная поверхность). Способ, относящийся к четвертой группе, основан на измерении пористости и проницаемости осадка в условиях прерывистого увеличения производимого на него механического давления.

Наиболее надежными следует признать способы первой группы, поскольку они воспроизводят действительные условия разделения суспензии. Возможно применение способов второй группы, отличающихся большей простотой, но несколько меньшей точностью по сравнению со способами первой группы. Способы третьей группы необходимо считать теоретически и практически неприемлемыми при достаточно тонкодисперсных суспензиях, так как невозможно учесть влияние всех гидродинамических и физико-химических факторов на удельное сопротивление осадка; для грубодисперсных суспензий эти способы практически бесполезны, поскольку удельное сопротивление осадка проще находить способами первой или второй группы. Способ, основанный на определении пористости и проницаемости осадка, более подходит для исследований, связанных с некоторыми аспектами теории фильтрования.

К сожалению, эти указания не исчерпывают вопроса о выборе способа определения постоянных в уравнениях фильтрования. Внутри каждой группы (кроме четвертой) существуют отличающиеся один от другого способы, выбор из которых возможен только с учетом специфических условий рассматриваемого процесса фильтрования и выбранной конструкции фильтра. Кроме того, в производственных условиях процесс фильтрования осуществляется не только при постоянной разности давлений, но и при постоянной скорости процесса, а также при одновременно изменяющихся значениях разности давлений и скорости процесса.

Из сказанного следует, что в настоящее время не представляется возможным дать исчерпывающие указания по выбору способа определения постоянных в уравнениях фильтрования в каждом отдельном случае. Специалист, работающий в области фильтрования, должен глубоко изучить особенности этого сложного процесса и существующие методы его исследования, чтобы с учетом известных общих указаний самостоятельно решать вопрос об окончательном выборе способа нахождения рассматриваемых постоянных.

После выбора средств фильтрации и определения постоянных в уравнениях, описывающих этот процесс, можно, используя указанные уравнения, рассчитать фильтры. Необходимо отметить, что основные уравнения фильтрации, относящиеся к движению жидкости сквозь пористую среду, являются гидродинамическими аналогами уравнений теплопроводности и электропроводности. При этом, как показывает опыт, точность таких уравнений фильтрации не уступает точности уравнений, описывающих процессы переноса тепла или электричества.

Однако основные уравнения фильтрации не всегда можно использовать для расчета без введения соответствующих корректив. Это объясняется тем, что эти уравнения описывают процесс фильтрации в отчасти идеализированных условиях, когда устранено влияние искажающих факторов. К числу таких факторов следует отнести, в первую очередь, нестабильность удельного сопротивления осадка и сопротивления фильтровальной перегородки в различных операциях периодического процесса или в разные моменты времени непрерывного процесса, а также осаждение твердых частиц суспензии под действием силы тяжести. В связи с этим надлежит пользоваться статистическими средними значениями обоих сопротивлений, полученными из достаточно большого числа измерений, и вводить необходимые поправки, учитывающие осаждение частиц или другие факторы.

Не все уравнения фильтрации можно применять для непосредственного расчета фильтров. Во многих случаях они дают лишь сведения о тех условиях, которые следует выполнять для достижения наибольшей производительности фильтра или получения продуктов разделения суспензии надлежащего качества.

При выборе средств фильтрации и определении постоянных в уравнениях этого процесса (поскольку упомянутые операции производятся на уменьшенных моделях фильтра) возникает вопрос о принципах моделирования.

В области фильтрации следует различать понятия микро моделирования и макро моделирования. Первое понятие относится к моделированию процесса образования осадка определенной структуры и происходящих при этом гидродинамических и физико-химических процессов, а второе — к моделированию гидродинамического процесса течения однофазной жидкости сквозь пористую среду с определенными свойствами на фильтре. Микро моделирование недостижимо вследствие очень большой сложности гидродинамических и физико-химических процессов, одновременно протекающих при образовании осадка, за исключением тех случаев, когда он состоит из достаточно крупных твердых частиц. Макро моделирование не представляет затруднений, если процесс фильтрации протекает в соответствии с уравнениями, описывающими этот процесс, и не искажается побочными явлениями; однако в подобных случаях в моделировании нет необхо-

димости, так как процесс фильтрации можно рассчитать по имеющимся уравнениям.

На практике течение процесса фильтрации, а также процессов промывки и обезвоживания осадка часто отклоняется от закономерностей, выражаемых имеющимися уравнениями. Это происходит, в частности, в результате искажающих влияний конструктивных особенностей фильтра и неучтенных свойств суспензии и осадка. Поэтому вопрос о моделировании процессов фильтрации, промывки и обезвоживания приобретает большое практическое значение. Методы моделирования указанных процессов следует считать недостаточно ясными в настоящее время и подлежащими дальнейшему изучению. Некоторые соображения по этому вопросу даны в главе XII. Здесь целесообразно только упомянуть, что в качестве модели желательно использовать небольшой фильтр, в конструктивном отношении по возможности воспроизводящий производственный фильтр.

В последние годы в химической технике все большее применение находят статистические методы исследования, которые используются для определения характеристик различных популяций. Эти методы позволяют предсказать макроскопические результаты процессов без полного описания микроскопических явлений.

В связи с этим рассмотрены [303] возможности применения статистических методов для установления гидродинамических закономерностей при течении жидкости сквозь пористое тело, оценки качества фильтрации с закупориванием пор, описания распределения частиц по размерам и получения геометрических параметров слоев беспорядочно уложенных твердых частиц.

**ЗАКОНОМЕРНОСТИ ФИЛЬТРОВАНИЯ
С ОБРАЗОВАНИЕМ ОСАДКА * НА ФИЛЬТРОВАЛЬНОЙ
ПЕРЕГОРОДКЕ**

Закономерности процессов фильтрации рассмотрены в ряде монографий [1—11], руководств [12—16], обзорных статей [17—43], а также в работах [44—74]. В соответствии с результатами исследований, опубликованными в этих работах, в дальнейшем осадок и фильтровальная перегородка рассматриваются как пористые среды, оказывающие сопротивление движущемуся через них ламинарному потоку жидкости.

**ФИЛЬТРОВАНИЕ С ОБРАЗОВАНИЕМ
НЕСЖИМАЕМОГО ОСАДКА НА НЕСЖИМАЕМОЙ
ФИЛЬТРОВАЛЬНОЙ ПЕРЕГОРОДКЕ**

Несжимаемыми называются такие осадки и перегородки, пористость которых и, следовательно, сопротивление потоку жидкости остаются постоянными в процессе фильтрации.

В производственных условиях совершенно несжимаемые осадки, по-видимому, не встречаются. К практически несжимаемым можно отнести осадки, состоящие из частиц неорганических веществ размером более 100 мкм, например из частиц песка, карбоната кальция, бикарбоната натрия.

К числу совершенно несжимаемых фильтровальных перегородок можно отнести пористые керамические перегородки, а также перегородки из спекшихся стеклянных или металлических порошков.

Уравнения фильтрации для несжимаемых сред позволяют представить основные закономерности процесса фильтрации в простом и наглядном виде, в результате чего анализ обычно встречающегося на практике более сложного процесса фильтрации (сжимаемый осадок, сжимаемая перегородка) становится более доступным.

Опыт показывает, что объем фильтрата, получаемый за малый промежуток времени с единицы поверхности фильтра, прямо про-

* Под образованием осадка здесь и далее подразумевается не образование твердой фазы, как это принято, например, в аналитической химии, а выделение твердой фазы из суспензии.

порционален разности давлений и обратно пропорционален вязкости фильтрата и общему сопротивлению осадка и фильтровальной перегородки (закон Дарси).

В дифференциальной форме это можно написать так:

$$\frac{dV}{S d\tau} = \frac{\Delta P}{\mu (R_{oc} + R_{ф.п})} \quad (II, 1)$$

где V — объем фильтрата, м³;
 S — поверхность фильтрации, м²;
 τ — продолжительность фильтрации, сек;
 ΔP — разность давлений, н · м⁻²;
 μ — вязкость жидкой фазы суспензии, н · сек · м⁻²;
 R_{oc} — сопротивление слоя осадка, м⁻¹;
 $R_{ф.п}$ — сопротивление фильтровальной перегородки, м⁻¹.

При этом величина

$$\frac{dV}{S d\tau} = W \quad (II, 2)$$

представляет собой переменную скорость фильтрации, выраженную в м · сек⁻¹.

Сопротивление фильтровальной перегородки складывается из сопротивления самой перегородки с проникшими в нее ранее твердыми частицами суспензии и сопротивления тонкого слоя осадка, если он остался на перегородке после предварительного снятия с нее основного количества осадка. Величину $R_{ф.п}$ в процессе фильтрации в первом приближении можно принимать постоянной, пренебрегая некоторым возможным ее увеличением вследствие проникания в поры перегородки новых твердых частиц. Сопротивление слоя осадка с увеличением его количества изменяется от нуля в начале фильтрации до максимального значения в конце процесса.

Чтобы проинтегрировать уравнение (II, 1), необходимо установить зависимость между сопротивлением слоя осадка и объемом полученного фильтрата. Учитывая пропорциональность объемов осадка и фильтрата, выразим их отношение через x_0 , тогда толщина равномерного слоя осадка на фильтровальной перегородке составит:

$$h_{oc} = x_0 \frac{V}{S} \quad (II, 3)$$

Сопротивление слоя осадка:

$$R_{oc} = r_0 h_{oc} = r_0 x_0 \frac{V}{S} \quad (II, 4)$$

где r_0 — удельное объемное сопротивление осадка (сопротивление, оказываемое потоку фильтрата равномерным слоем осадка толщиной 1 м), м⁻².

Подставив значение R_{oc} в равенство (II, 1), получим основное дифференциальное уравнение фильтрации с образованием несжимаемого осадка на несжи-

маемой перегородке:

$$\frac{dV}{S d\tau} = \frac{\Delta P}{\mu \left(r_0 x_0 \frac{V}{S} + R_{ф. п} \right)} \quad (II, 5)$$

Для несжимаемых осадков и перегородок в уравнении (II, 5) величины r_0 , x_0 и $R_{ф. п}$ постоянны и, следовательно, не зависят от изменения величины ΔP .

При выводе уравнения (II, 5) часто используют уравнение Гагена — Пуазейля. Поскольку это уравнение характеризует ламинарное движение в капиллярных каналах, для того чтобы применить его к процессу фильтрования, приходится допустить наличие в осадке и фильтровальной перегородке таких каналов, хотя в действительности там имеется сложная система сквозных пор.

Это допущение не только не соответствует действительности, но и не способствует лучшему пониманию процесса фильтрования, так как свойства этих гипотетических каналов, в частности диаметр, длина и форма, остаются неизвестными, и в конечном счете эти свойства приходится характеризовать сопротивлением осадка и фильтровальной перегородки.

При интегрировании уравнения (II, 5) необходимо принимать во внимание условия процесса фильтрования, который может протекать при постоянной разности давлений, постоянной скорости, постоянных разности давлений и скорости и переменных разности давлений и скорости.

Уменьшение скорости фильтрования при постоянной разности давлений и возрастание разности давлений при фильтровании с постоянной скоростью обусловлены повышением сопротивления осадка в результате увеличения его толщины.

При $\Delta P = \text{const}$ все величины в уравнении (II, 5), за исключением V и τ , постоянны. После разделения переменных, интегрирования в пределах от 0 до τ и от 0 до V и простейших преобразований получается следующее уравнение фильтрования с образованием несжимаемого осадка на несжимаемой фильтровальной перегородке при постоянной разности давлений:

$$V^2 + 2 \frac{R_{ф. п} S}{r_0 x_0} V = 2 \frac{\Delta P S^2}{\mu r_0 x_0} \tau \quad (II, 6)$$

Для фильтрования при постоянной скорости производную $dV/d\tau$ можно заменить равным отношением конечных величин V/τ . После такой замены и небольших преобразований уравнение (II, 5) принимает вид [75]:

$$\Delta P = \mu r_0 x_0 \frac{V^2}{\tau S^2} + \mu R_{ф. п} \frac{V}{S \tau} \quad (II, 7)$$

Умножив и разделив первое слагаемое правой части этого уравнения на τ и приняв во внимание, что постоянная скорость фильтрования

$$W = \frac{V}{S \tau} \quad (II, 8)$$

получим уравнение фильтрования с образованием несжимаемого осадка на несжимаемой фильтровальной перегородке при постоянной скорости процесса:

$$\Delta P = \mu r_0 x_0 W^2 \tau + \mu R_{ф. п} W \quad (II, 9)$$

С помощью этого уравнения можно найти время фильтрования, в течение которого разность давлений достигнет максимально допустимой величины.

Для определения W при известном значении S применимо уравнение (II, 8), причем производительность фильтра V/τ практически соответствует постоянной производительности насоса, подающего суспензию на фильтр.

Уравнение (II, 7) можно привести к виду

$$V^2 + \frac{R_{ф. п} S}{r_0 x_0} V = \frac{\Delta P S^2}{\mu r_0 x_0} \tau \quad (II, 10)$$

аналогичному уравнению (II, 6) и отличающемуся от него только отсутствием двух коэффициентов 2. В уравнении (II, 10) величина ΔP имеет максимальное значение, соответствующее концу фильтрования при постоянной скорости процесса. Это уравнение содержит три переменные (V , τ и ΔP) и потому менее удобно для решения практических вопросов, чем уравнение (II, 9), непосредственно определяющее зависимость между ΔP и τ . Сопоставим уравнения (II, 6) и (II, 10) для несжимаемого осадка при условиях, что сопротивление фильтровальной перегородки $R_{ф. п} = 0$, а величина ΔP при постоянной разности давлений равна значению ΔP в конце фильтрования при постоянной скорости. В этом случае для получения одного и того же объема фильтрата V при постоянной разности давлений требуется в 2 раза меньше времени, чем при постоянной скорости фильтрования. Это отношение уменьшается при использовании фильтровальной перегородки со значительным сопротивлением.

Фильтрование при постоянной разности давлений и одновременно при постоянной скорости процесса можно осуществить, если перед началом фильтрования суспензия расслаивается под действием силы тяжести, причем на горизонтальной фильтровальной перегородке образуются нижний слой осадка и верхний слой чистой жидкости.

В рассматриваемом случае для вывода уравнения фильтрования в уравнение (II, 5) следует ввести величину постоянной толщины слоя осадка $h_{ос}$, полученного в результате расслаивания определенного объема суспензии с образованием чистой жидкости в количестве V . Поскольку $h_{ос} = x_0 V/S$; $\Delta P = \text{const}$; $dV/d\tau = V/\tau$, то после введения в уравнение (II, 5) величины $h_{ос}$ и некоторых преобразований находим:

$$V = \frac{\Delta P S}{\mu (r_0 h_{ос} + R_{ф. п})} \tau \quad (II, 11)$$

Это уравнение дает зависимость объема фильтрата от продолжительности фильтрования чистой жидкости через слой заранее полученного осадка. Приняв $R_{ф.п} = 0$, сопоставим процессы получения одного и того же количества фильтрата V без предварительного расслаивания суспензии и с предварительным ее расслаиванием. Для этого подставим в уравнение (II, 11) значение величины $h_{ос}$ из уравнения (II, 3):

$$V^2 = \frac{\Delta P S^2}{\mu r_0 x_0} \tau \quad (II, 12)$$

Сравнивая это выражение с уравнением (II, 6) при $R_{ф.п} = 0$, видим, что для получения одного и того же объема фильтрата V при разделении предварительно расслаившейся суспензии требуется в 2 раза больше времени, чем при разделении нераслаившейся суспензии (это отношение уменьшается при использовании фильтровальной перегородки со значительным сопротивлением).

Из сказанного можно сделать вывод, что осаждение твердых частиц суспензии под действием силы тяжести приводит к увеличению продолжительности фильтрования.

Для решения в общем виде уравнения фильтрования при переменной разности давлений и одновременно при переменной скорости процесса находят среднюю эквивалентную разность давлений [76].

Примем, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь. Такое допущение часто можно сделать без особого уменьшения точности получаемых результатов. При этом условии основное дифференциальное уравнение фильтрования (II, 5) примет вид:

$$\frac{dV}{S d\tau} = \frac{\Delta P'}{\mu r_0 x_0} \frac{V}{S} \quad (II, 13)$$

Верхний индекс «штрих» указывает на переменное значение разности давлений.

Из уравнения (II, 13) получим:

$$V dV = A \Delta P' d\tau \quad (II, 14)$$

Здесь постоянная

$$A = \frac{S^2}{\mu r_0 x_0} \quad (II, 15)$$

Интегрируя уравнение (II, 14) в пределах от 0 до V и от 0 до τ , получим:

$$\int_0^V V dV = A \int_0^\tau \Delta P' d\tau \quad (II, 16)$$

Интеграл правой части последнего уравнения можно найти, если известно аналитическое или графическое выражение функции $\Delta P' = f(\tau)$.

Представим себе два эквивалентных процесса:

1) фильтрование при переменной разности давлений, определяемой функцией $\Delta P' = f(\tau)$;

2) фильтрование при постоянной разности давлений $\Delta P_{экр}$.

Эквивалентность обоих процессов будет достигнута, если за одно и то же время τ получится одинаковое количество фильтрата V .

Подставим постоянное значение $\Delta P_{экр}$ в уравнение (II, 16):

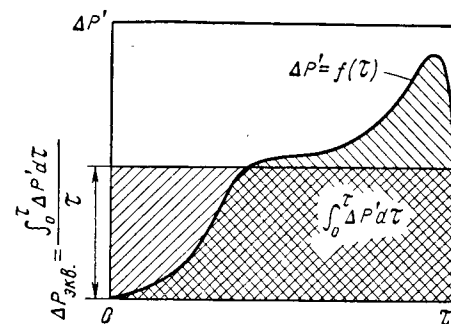
$$\int_0^V V dV = A \Delta P_{экр} \int_0^\tau d\tau \quad (II, 17)$$

Поскольку согласно принятому положению величина V в уравнениях (II, 16) и (II, 17) имеет одинаковое значение, без дальнейших преобразований можно написать:

$$\int_0^\tau \Delta P' d\tau = \Delta P_{экр} \tau \quad (II, 18)$$

откуда

$$\Delta P_{экр} = \frac{\int_0^\tau \Delta P' d\tau}{\tau} \quad (II, 19)$$



Найденное таким образом значение $\Delta P_{экр}$ подставляют в уравнение фильтрования при постоянной разности давлений. Графическая интерпретация уравнения (II, 19) дана на рис. II-1.

Рис. II-1. Графическая интерпретация уравнения (II-19).

Аналогичным, но более сложным путем анализируется процесс фильтрования при переменной разности давлений и переменной скорости с учетом сопротивления фильтровальной перегородки.

В соответствии с изложенным выше уравнение фильтрования при возрастающей разности давлений и постоянной скорости (II, 9) является частным случаем общего уравнения фильтрования при переменных разности давлений и скорости.

Приняв $R_{ф.п} = 0$, из уравнения (II, 9) получим:

$$\Delta P' = B\tau \quad (II, 20)$$

Здесь

$$B = \mu r_0 x_0 W^2 \quad (II, 21)$$

Подставив в уравнение (II, 19) значение $\Delta P'$ из уравнения (II, 20) и выполнив интегрирование, находим:

$$\Delta P_{экр} = B\tau/2 \quad (II, 22)$$

Заменив в последнем уравнении величину B на ее значение из уравнения (II, 21) и принимая во внимание равенство (II, 8), получим:

$$V^2 = 2 \frac{\Delta P_{\text{э.кв}} S^2}{\mu r_0 x_0} \tau \quad (\text{II, 23})$$

Это уравнение представляет собой уравнение фильтрования при постоянной разности давлений (при $R_{\text{ф.п}} = 0$), в котором вместо ΔP находится $\Delta P_{\text{э.кв}}$.

Можно осуществить также фильтрование при постоянной скорости возрастания разности давлений или постоянном отношении приращений разности давлений к объему фильтрата [66]. Однако эти способы фильтрования на практике встречаются редко и в дальнейшем не рассматриваются.

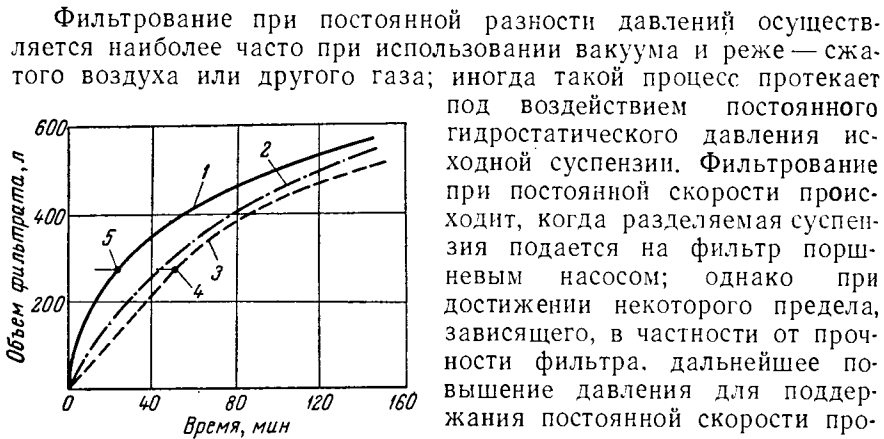


Рис. II-2. Типичные кривые зависимости объема фильтрата от времени: 1 — при постоянной разности давлений; 2 — при подаче суспензии на фильтр центробежным насосом; 3 — при подаче суспензии на фильтр поршневым насосом; 4 — точка перегиба кривой 1; 5 — точка на кривой 3.

Фильтрование при постоянной разности давлений осуществляется наиболее часто при использовании вакуума и реже — сжатого воздуха или другого газа; иногда такой процесс протекает под воздействием постоянного гидростатического давления исходной суспензии. Фильтрование при постоянной скорости происходит, когда разделяемая суспензия подается на фильтр поршневым насосом; однако при достижении некоторого предела, зависящего, в частности от прочности фильтра, дальнейшее повышение давления для поддержания постоянной скорости процесса становится недопустимым и разделение суспензии протекает затем в условиях приблизительно постоянной разности давлений. Фильтрование при постоянной разности давлений и скорости возможно только при неизменной толщине слоя осадка на фильтре; такой процесс осуществляется в лаборатории при проведении исследовательских работ и в производстве при промывке осадка на фильтре. Фильтрование при переменных разности давлений и скорости происходит, когда суспензия подается на фильтр центробежным насосом, в соответствии с его характеристиками, связывающими производительность и напор.

Типичные кривые, показывающие зависимость количества полученного фильтра от продолжительности фильтрования для процесса при постоянной разности давлений, а также в случаях, когда исходная суспензия подается на фильтр поршневым или центробежным насосом, показаны на рис. II-2 [276].

Из рисунка видно, что для получения определенного объема фильтра, соответствующего переходу от режима с постоянной скоростью к режиму с постоянной разностью давлений в случае применения поршневого насоса, требуется значительно больше времени, чем при фильтровании при постоянной разности давлений; в этом отношении режим при переменной разности давлений и переменной скорости в случае применения центробежного насоса занимает промежуточное положение. Можно отметить, что с увеличением производительности поршневого насоса угол наклона прямого участка на кривой 3 возрастает и точка 4 приближается к точке 5.

Процесс фильтрования иногда целесообразно рассматривать по отношению к 1 м^2 поверхности фильтрования. Тогда, например, уравнение (II, 6) примет вид:

$$q^2 + 2 \frac{R_{\text{ф.п}}}{r_0 x_0} q = 2 \frac{\Delta P}{\mu r_0 x_0} \tau \quad (\text{II, 24})$$

Здесь q — количество фильтра, полученное с 1 м^2 поверхности:

$$q = \frac{V}{S} \quad (\text{II, 25})$$

Если пренебречь сопротивлением фильтровой перегородки, т. е. принять $R_{\text{ф.п}} = 0$, то уравнения (II, 6) и (II, 24) упрощаются:

$$V^2 = 2 \frac{\Delta P S^2}{\mu r_0 x_0} \tau \quad (\text{II, 26})$$

$$q^2 = 2 \frac{\Delta P}{\mu r_0 x_0} \tau \quad (\text{II, 27})$$

Сопротивление фильтровой перегородки можно выразить через сопротивление фиктивного слоя осадка эквивалентной толщины $h_{\text{ос. экв}}$, приняв во внимание, что при образовании такого слоя через фильтр должен пройти эквивалентный объем фильтра $V_{\text{экв}}$ в течение эквивалентного времени фильтрования $\tau_{\text{экв}}$.

Величина $h_{\text{ос. экв}}$ может быть найдена как отношение сопротивления фильтровой перегородки к удельному объемному сопротивлению осадка:

$$h_{\text{ос. экв}} = \frac{R_{\text{ф.п}}}{r_0} \quad (\text{II, 28})$$

Эквивалентный объем фильтра выражается равенством:

$$V_{\text{экв}} = \frac{h_{\text{ос. экв}} S}{x_0} = \frac{R_{\text{ф.п}} S}{r_0 x_0} \quad (\text{II, 29})$$

Заменив во втором слагаемом левой части уравнение (II, 6) отношение $R_{\text{ф.п}} S / r_0 x_0$ на $V_{\text{экв}}$ и прибавив к обеим частям этого

уравнения $V_{\text{эв}}^2$, получим:

$$V^2 + 2V_{\text{эв}}V + V_{\text{эв}}^2 = 2 \frac{\Delta P S^2}{\mu r_o x_o} \tau - \frac{R_{\text{ф.п}}^2 S^2}{r_o^2 x_o^2}$$

или после преобразований:

$$(V + V_{\text{эв}})^2 = 2 \frac{\Delta P S^2}{\mu r_o x_o} (\tau + \tau_{\text{эв}}) \quad (\text{II, 30})$$

Здесь

$$\tau_{\text{эв}} = \frac{R_{\text{ф.п}}^2 \mu}{2 \Delta P r_o x_o} \quad (\text{II, 31})$$

Часто вместо удельного объемного сопротивления осадка r_o в уравнения фильтрации вводят удельное весовое сопротивление осадка r_b , а вместо отношения объема осадка к объему фильтрата x_o — отношение веса твердых частиц осадка к объему фильтрата x_b ; при этом под величиной r_b понимают сопротивление, оказываемое потоку фильтрата равномерным слоем осадка, содержащим 1 н твердых частиц на 1 м² фильтровальной перегородки.

Вес твердых частиц, содержащихся в равномерном слое осадка, образовавшегося на 1 м² фильтровальной перегородки, выразится величиной

$$g_{oc} = x_b \frac{V}{S} \quad (\text{II, 32})$$

Тогда для сопротивления слоя осадка получим уравнение, аналогичное уравнению (II, 4):

$$R_{oc} = r_b g_{oc} = r_b x_b \frac{V}{S} \quad (\text{II, 33})$$

При подстановке произведения $r_b x_b$ вместо произведения $r_o x_o$ в любое из рассмотренных ранее уравнений последние не претерпевают в дальнейшем никаких изменений.

В некоторых случаях, например при систематических испытаниях в лаборатории образцов суспензии в неизменных условиях, целесообразно относить удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки не к фильтрату с вязкостью, равной единице, а к фильтрату с неизменной вязкостью при определенной температуре [77]. В таких случаях в уравнениях фильтрации вместо r_o , r_b и $R_{\text{ф.п}}$ следует использовать:

$$r_o = \mu r_o \quad (\text{II, 34})$$

$$r_b = \mu r_b \quad (\text{II, 35})$$

$$R_{\text{ф.п}} = \mu R_{\text{ф.п}} \quad (\text{II, 36})$$

Для правильного анализа процесса фильтрации необходимо иметь сведения о распределении давления по толщине осадка и фильтровальной перегородки.

Разность давлений при фильтровании является разностью между давлениями на свободные (соприкасающиеся с воздухом) поверхности суспензии и фильтровальной перегородки. В общем слу-

чае разность давлений ΔP на участке между этими поверхностями в соответствии с законами гидродинамики представляет собой сумму падений статического давления жидкости в осадке ΔP_{oc} и фильтровальной перегородке $\Delta P_{\text{ф.п}}$:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{ф.п}} + \Delta P_{oc} \quad (\text{II, 37})$$

В процессе фильтрования при постоянной разности давлений величина $\Delta P_{\text{ф.п}}$ изменяется от $\Delta P_{\text{ф.п}} = \Delta P$ в начале процесса, когда толщина слоя осадка равна нулю, до некоторого наименьшего значения в конце процесса, когда толщина слоя осадка максимальна. Одновременно с этим величина ΔP_{oc} изменяется от нуля в начале процесса до некоторого наибольшего значения в конце процесса.

Величина $\Delta P_{\text{ф.п}}$ так относится в данный момент процесса к величине ΔP , как сопротивление фильтровальной перегородки к сумме сопротивлений фильтровальной перегородки и слоя осадка $R_{\text{ф.п}} + R_{oc}$ в тот же момент процесса:

$$\frac{\Delta P_{\text{ф.п}}}{\Delta P} = \frac{R_{\text{ф.п}}}{R_{\text{ф.п}} + R_{oc}} \quad (\text{II, 38})$$

Принимая во внимание уравнение (II, 4), можно написать:

$$\Delta P_{\text{ф.п}} = \Delta P \frac{1}{1 + r_o x_o \frac{V}{SR_{\text{ф.п}}}} \quad (\text{II, 39})$$

Решая совместно уравнения (II, 6) и (II, 39), после необходимых преобразований получим:

$$\Delta P_{\text{ф.п}} = \Delta P \frac{1}{\sqrt{1 + A\tau}} \quad (\text{II, 40})$$

Здесь

$$A = \frac{2r_o x_o \Delta P}{\mu R_{\text{ф.п}}^2} \quad (\text{II, 41})$$

Аналогично можно найти уравнение:

$$\Delta P_{oc} = \Delta P \frac{\sqrt{1 + A\tau} - 1}{\sqrt{1 + A\tau}} \quad (\text{II, 42})$$

Величину ΔP_{oc} можно определить также из уравнения (II, 37), если известно значение $\Delta P_{\text{ф.п}}$.

При фильтровании с постоянной скоростью в начале процесса, когда $\tau = 0$ и осадок на фильтровальной перегородке еще не образовался, разность давлений ΔP равна падению статического давления жидкости в этой перегородке $\Delta P_{\text{ф.п}}$. Таким образом, для начала фильтрования, согласно уравнению (II, 9), можно написать:

$$\Delta P_{\text{ф.п}} = \mu R_{\text{ф.п}} W \quad (\text{II, 43})$$

Нетрудно видеть, что значение $\Delta P_{\text{ф.п}}$ останется постоянным в течение всего процесса, так как все величины в правой части

уравнения (II, 43) постоянны. Теперь уравнение (II, 9) можно написать в следующем виде:

$$\Delta P - \Delta P_{\text{ф. п}} = \mu r_o x_o W^2 \tau$$

или в соответствии с уравнением (II, 37)

Здесь

$$\Delta P_{\text{ос}} = B \tau \quad (\text{II, 44})$$

$$B = \mu r_o x_o W^2 \quad (\text{II, 45})$$

Из уравнения (II, 44) видно, что при фильтровании с постоянной скоростью величина $\Delta P_{\text{ос}}$ возрастает по закону прямой линии, так как все величины в правой части уравнения (II, 45) постоянны.

Закономерности фильтрования при несжимаемых пористых средах использованы при расчете нутча (стр. 389).

Рассмотренные до сих пор закономерности относились к плоским фильтровальным поверхностям, к которым без ощутимой погрешности могут быть отнесены и перегородки с большим радиусом кривизны, характерные для вращающихся барабанных вакуум-фильтров. Однако в патронных фильтрах радиус кривизны фильтровальных перегородок относительно мал. В таких фильтрах толщина осадка, откладывающегося на внешней поверхности фильтровальной перегородки, и толщина данной перегородки сопоставимы с радиусом кривизны. Это приводит к тому, что внешняя поверхность слоя осадка, соприкасающаяся с суспензией, граничная поверхность между слоем осадка и цилиндрической фильтровальной перегородкой и внутренняя поверхность последней значительно различаются. В результате этого закономерности течения жидкой фазы суспензии через слой осадка и фильтровальную перегородку заметно усложняются. Далее рассматриваются закономерности фильтрования при использовании цилиндрических фильтровальных перегородок с небольшим радиусом кривизны.

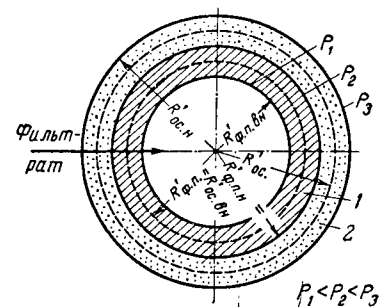


Рис. II-3. Схематический разрез фильтровального патрона с образовавшимся на нем слоем осадка; 1 — фильтровальная перегородка; 2 — осадок.

Для упрощения допустим, что осадок и фильтровальная перегородка несжимаемы.

Ниже описываются только процессы фильтрования при постоянной разности давлений.

Рассмотрим цилиндрический фильтровальный патрон, установленный вертикально в суспензии (рис. II-3); на внешней поверхности патрона в результате разделения суспензии образуется осадок, причем его толщина возрастает от нуля до некоторой наибольшей величины.

Введем дополнительные обозначения: L — длина, м; $r_{\text{ф. п}}$ — удельное сопротивление фильтровальной перегородки, н·сек·м⁻²; $\Delta P_{\text{общ}}$ — общая разность давлений для осадка и фильтровальной перегородки, н·м⁻²; R' — радиус, м. При этом индексы означают: вн — внутренний; н — наружный; ос — осадок; ф. п — фильтровальная перегородка; 1 — на внутренней границе фильтровальной перегородки; 2 — на границе между осадком и фильтровальной перегородкой; 3 — на внешней границе осадка.

Для бесконечно тонкого слоя фильтровальной перегородки с радиусом $R'_{\text{ф. п. н}}$, находящегося в пределах между наружным $R'_{\text{ф. п. н}}$ и внутренним $R'_{\text{ф. п. вн}}$ радиусами, можно написать:

$$V = \frac{2\pi R'_{\text{ф. п. н}} L \tau}{r_{\text{ф. п}}} \cdot \frac{dP}{dR'_{\text{ф. п}}} \quad (\text{II, 46})$$

или

$$\frac{dR'_{\text{ф. п. н}}}{R'_{\text{ф. п. н}}} = \frac{2\pi L \tau}{r_{\text{ф. п}} V} dP \quad (\text{II, 47})$$

Проинтегрировав это уравнение в пределах от $R'_{\text{ф. п. вн}}$ до $R'_{\text{ф. п. н}}$ и от P_1 до P_2 и произведя соответствующие преобразования, получим:

$$V = \frac{2\pi L \tau \Delta P_{\text{ф. п. н}}}{r_{\text{ф. п. н}} \ln \frac{R'_{\text{ф. п. н}}}{R'_{\text{ф. п. вн}}}} \quad (\text{II, 48})$$

Здесь

$$\Delta P_{\text{ф. п. н}} = P_2 - P_1 \quad (\text{II, 49})$$

Уравнение (II, 48) описывает движение фильтрата в фильтровальной перегородке постоянной толщины $R'_{\text{ф. п. н}} - R'_{\text{ф. п. вн}}$ при разности давлений $P_2 - P_1$.

Для бесконечно тонкого слоя осадка с радиусом $R'_{\text{ос. н}}$, находящегося в пределах между наружным $R'_{\text{ос. н}}$ и внутренним $R'_{\text{ос. вн}}$ радиусами, можно написать

$$V = \frac{2\pi R'_{\text{ос. н}} L \tau}{r_o} \cdot \frac{dP}{dR'_{\text{ос. н}}} \quad (\text{II, 50})$$

или

$$\frac{dR'_{\text{ос. н}}}{R'_{\text{ос. н}}} = \frac{2\pi L \tau}{r_o V} dP \quad (\text{II, 51})$$

В результате интегрирования этого уравнения в пределах от $R'_{\text{ос. вн}}$ до $R'_{\text{ос. н}}$ и от P_2 до P_3 и соответствующих преобразований найдем:

$$V = \frac{2\pi L \tau \Delta P_{\text{ос. н}}}{r_o \ln \frac{R'_{\text{ос. н}}}{R'_{\text{ос. вн}}}} \quad (\text{II, 52})$$

Здесь

$$\Delta P_{oc} = P_3 - P_2 \quad (II, 53)$$

Уравнение (II, 52) описывает движение фильтрата в осадке переменной толщины $R'_{oc, n} - R'_{oc, вн}$ (поскольку величина $R'_{oc, n}$ в процессе фильтрования возрастает) при разности давлений $P_3 - P_2$.

Из уравнений (II, 48) и (II, 52) следует:

$$V r_{ф, п} \ln \frac{R'_{ф, п, н}}{R'_{ф, п, вн}} = 2\pi L \tau \Delta P_{ф, п} \quad (II, 54)$$

и

$$V r_o \ln \frac{R'_{oc, н}}{R'_{oc, вн}} = 2\pi L \tau \Delta P_{oc} \quad (II, 55)$$

Складывая левые и правые части этих уравнений и решая новое уравнение относительно V , получим:

$$V = \frac{2\pi L \tau \Delta P_{ф, п+oc}}{r_{ф, п} \ln \frac{R'_{ф, п, н}}{R'_{ф, п, вн}} + r_o \ln \frac{R'_{oc, н}}{R'_{oc, вн}}} \quad (II, 56)$$

Уравнение (II, 56) описывает движение фильтрата в фильтровальной перегородке и осадке при разности давлений $P_3 - P_1 = \Delta P_{ф, п+oc} = \Delta P_{общ}$.

В процессе фильтрования величина наружного радиуса осадка является переменной, возрастающей от внутреннего радиуса осадка $R'_{oc, вн} = R'_{ф, п, н}$ до своего максимального значения $R'_{oc, н}$.

Обозначив переменное значение наружного радиуса осадка R'_{oc} и перейдя к бесконечно малым величинам V и τ , из уравнения (II, 56) найдем:

$$dV = \frac{2\pi L d\tau \Delta P_{общ}}{r_{ф, п} \ln \frac{R'_{ф, п, н}}{R'_{ф, п, вн}} + r \ln \frac{R'_{oc}}{R'_{oc, вн}}} \quad (II, 57)$$

Путем несложных рассуждений можно установить, что дифференциальная зависимость между количеством полученного фильтрата и толщиной образовавшегося осадка выражается соотношением:

$$dV = \frac{2\pi R'_{oc} L dR'_{oc}}{x_o} \quad (II, 58)$$

Приравняв правые части уравнений (II, 57) и (II, 58), после несложных преобразований получим:

$$d\tau = \frac{1}{x_o \Delta P_{общ}} \left(r_{ф, п} \ln \frac{R'_{ф, п, н}}{R'_{ф, п, вн}} + r_o \ln \frac{R'_{oc}}{R'_{oc, вн}} \right) R'_{oc} dR'_{oc} \quad (II, 59)$$

Интегрируя последнее уравнение в пределах от 0 до τ и от $R'_{oc, вн}$ до $R'_{oc, н}$, находим:

$$\tau = \frac{1}{2x_o \Delta P_{общ}} \left\{ [(R'_{oc, н})^2 - (R'_{oc, вн})^2] \left(r_{ф, п} \ln \frac{R'_{ф, п, н}}{R'_{ф, п, вн}} - \frac{1}{2} r_o \right) + r_o (R'_{oc, н})^2 \ln \frac{R'_{oc, н}}{R'_{oc, вн}} \right\} \quad (II, 60)$$

Уравнение (II, 60) дает зависимость продолжительности фильтрования от толщины слоя осадка на цилиндрической фильтровальной перегородке, причем эта толщина определяется разностью $R'_{oc, н} - R'_{oc, вн}$.

Для приближенных расчетов или если допустимо пренебречь сопротивлением фильтровальной перегородки уравнение (II, 60) упрощается. Приняв в этом уравнении $r_{ф, п} = 0$, получим:

$$\tau = \frac{r_o}{2x_o \Delta P_{общ}} \left\{ (R'_{oc, н})^2 \ln \frac{R'_{oc, н}}{R'_{oc, вн}} - \frac{1}{2} [(R'_{oc, н})^2 - (R'_{oc, вн})^2] \right\} \quad (II, 60a)$$

Соответствующее уравнение для плоской фильтровальной перегородки имеет вид:

$$\tau = \frac{r_o}{2x_o \Delta P_{общ}} (R'_{oc, н} - R'_{oc, вн})^2 \quad (II, 61)$$

где разность $R'_{oc, н} - R'_{oc, вн}$ выражает толщину слоя осадка.

Расхождение между результатами расчета по уравнениям (II, 60a) и (II, 61) рассмотрено в примере 3 (стр. 63).

Процесс фильтрования с использованием плоской перегородки или цилиндрической перегородки с большим радиусом кривизны можно назвать одномерным фильтрованием. При этом жидкая фаза суспензии движется в одном направлении, перпендикулярном к поверхности фильтрования.

Процесс на фильтрах с цилиндрической перегородкой при малом радиусе ее кривизны относится к двумерному фильтрованию. В данном случае жидкая фаза суспензии перемещается по радиальным направлениям в плоскости, перпендикулярной к оси цилиндрической поверхности.

Под трехмерным фильтрованием [275] понимают процесс разделения суспензии на плоской перегородке с образованием на ней сфероидального осадка. Такой процесс происходит, если круглая пористая часть перегородки окружена сплошной кольцевой частью (рис. II-4). При условии, что осадок несжимаем, фильтровальная перегородка не оказывает заметного сопротивления и фильтрование протекает при постоянной разности давлений, выведены соотношения, показывающие зависимость количества осадка от времени фильтрования. Дано уравнение, выражающее соотношение между весами осадков, полученных на фильтрах с одинаковой поверхностью фильтрования, на одном из которых образуется сферон-

дальный осадок, а на другом — плоский осадок цилиндрической формы. Установлено, что при одинаковых условиях фильтрования вес сферондального осадка превышает вес плоского осадка. Так найдено, что при разделении-суспензии мела в интервале фильтрования 1—40 мин вес сферондального осадка возрастал от 0,57 до 6,6 н, а вес плоского осадка изменялся в пределах 0,53—3,6 н.

Обнаружено [301], что действительная толщина (полярный радиус) сферондального несжимаемого осадка, образовавшегося на

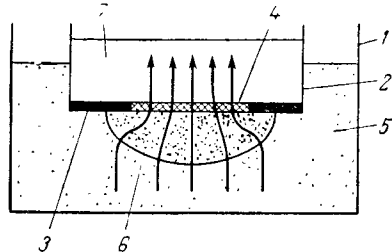


Рис. II-4. К процессу трехмерного фильтрования:

1 — сосуд с суспензией; 2 — фильтр; 3 — сплошная кольцевая часть фильтровальной перегородки; 4 — круглая пористая часть фильтровальной перегородки; 5 — суспензия; 6 — осадок; 7 — фильтрат.

осадка при трехмерном фильтровании в данном случае объяснено отклонением закономерностей фильтрования от теоретически найденных в первой стадии образования осадка.

Изучен [398] процесс «двухмерного» фильтрования* с использованием горизонтальной прямоугольной фильтровальной перегородки, короткие стороны которой ограничены вертикальными сплошными перегородками, а длинные продолжены в виде горизонтальных, непроницаемых для жидкости пластин. При этом осадок имеет форму половины эллиптического цилиндра.

С учетом тех же предположений, какие сделаны для трехмерного фильтрования (осадок несжимаем, фильтровальная перегородка не оказывает заметного сопротивления, фильтрование осуществляется при постоянной разности давления), получены соотношения, характеризующие закономерности «двухмерного» фильтрования.

Найдено обобщенное уравнение, описывающее процессы одномерного, «двухмерного» и трехмерного фильтрования в аналогичных условиях:

$$W = J_N \frac{\Delta P_{oc}}{\mu r_B G'_{oc}} \quad (II, 62)$$

* В данном случае понятие «двухмерного» фильтрования отличается от того, какое дано выше применительно к цилиндрической перегородке при малом радиусе кривизны.

где G'_{oc} — вес осадка, приходящегося на единицу поверхности фильтровальной перегородки;
 J_N — фактор эффективной поверхности: $N = 1, 2$ или 3, соответственно числу измерений.

Указано, что

$$J_1 = 1$$

$$1 \leq J_2 = \frac{\pi^2 \xi (1 + \xi^2)^{1/2}}{8 \ln [\xi + (1 + \xi^2)^{1/2}]} \quad (II, 62a)$$

$$1 \leq J_3 = \frac{4\xi (1 + \xi^2)^{1/2}}{3 \arctg \xi} \quad (II, 62b)$$

Для «двухмерного» фильтрования ξ равно отношению e толщины осадка к половине ширины фильтровальной перегородки, а для трехмерного фильтрования, как и ранее, соответствует отношению толщины осадка к радиусу фильтровальной перегородки R' .

Опытами было подтверждено, что экспериментальные профили осадков получаются более плоскими по сравнению с теоретически вычисленными.

В соответствии с этим даны эмпирические зависимости:

$$J_2 = 1 + 0,801 \left(\frac{V_{oc}/S}{e} \right)^{1,22} \quad (II, 62в)$$

$$J_3 = 1 + 1,47 \left(\frac{V_{oc}/S}{R'} \right)^{1,20} \quad (II, 62г)$$

Результаты расчетов J_2 и J_3 по теоретически выведенным уравнениям (II, 62a) и (II, 62b) существенно отличаются от данных, полученных по эмпирическим зависимостям (II, 62в) и (II, 62г).

Исследования в области «двухмерного» и трехмерного фильтрования расширяют знания о процессах фильтрования с образованием осадка. Однако на практике «двухмерное» и трехмерное фильтрование в чистом виде не встречается. Подобные процессы можно наблюдать на границе фильтровальных перегородок в листовых и дисковых фильтрах (краевой эффект); влияние этих процессов на работу фильтра, как правило, незначительно.

Исследован [399], [400] процесс неодномерного фильтрования с использованием полусферической перегородки. В этом случае с учетом указанных выше допущений также отмечено расхождение между результатами расчетов по теоретически выведенным соотношениям и данными, найденными из опытов.

Неодномерное фильтрование на полусферической перегородке исследовали [401] при постоянной разности давлений также и с учетом сопротивления фильтровальной перегородки, принимая, что осадок несжимаем; в этом случае сопротивление перегородки выражалось эквивалентным объемом фильтрата и эквивалентным временем фильтрования (стр. 33). Получены уравнения для определения отношения времени фильтрования к объему фильтрата, включающие постоянные параметры, которые следует находить опытным путем. Экспериментально установлено, что при увеличении

толщины осадка наблюдаются отклонения результатов расчета по этим уравнениям от данных опыта: это объяснено влиянием сжимаемости осадка, расслоения суспензии и сползания осадка с фильтровальной перегородки.

ФИЛЬТРОВАНИЕ С ОБРАЗОВАНИЕМ СЖИМАЕМОГО ОСАДКА НА СЖИМАЕМОЙ ФИЛЬТРОВАЛЬНОЙ ПЕРЕГОРОДКЕ

Сжимаемыми называются такие осадки и фильтровальные перегородки, пористость которых уменьшается, а сопротивление потоку жидкости возрастает при увеличении разности давлений в процессе фильтрации.

Рассмотрим сжимаемый осадок при протекании жидкости через его поры в некоторый момент фильтрования, полагая, что величиной $R_{ф.п}$ можно пренебречь. На основании этого следует считать $\Delta P_{ф.п} = 0$ и, согласно уравнению (II, 37), $\Delta P_{ос} = \Delta P$.

Обозначим давление на свободную поверхность суспензии (равное давлению на поверхность осадка на его границе с суспензией *) через P_1 . Примем, что давление на свободную поверхность фильтровальной перегородки равно нулю. Тогда

$$\Delta P_{ос} = \Delta P = P_1$$

Часть поверхности каждой частицы осадка соприкасается с соседними частицами, а остальные участки ее поверхности — с жидкостью, протекающей через поры осадка. Давление, оказываемое на частицу соседними частицами, одинаково для всех слоев осадка, а давление протекающей жидкости на ту же частицу изменяется при переходе от слоя к слою. Это объясняется тем, что давление P_1 , под которым находится поверхность осадка на его границе с суспензией, полностью и равномерно передается от одной частицы к другой соприкасающейся с ней частице во всех слоях осадка, а статическое давление $P_{ст}$ жидкости, протекающей через поры, уменьшается пропорционально преодолению сопротивлению. Поскольку при этом величина $P_{ст}$ уменьшается от значения P_1 на границе с суспензией до нуля на границе с фильтровальной перегородкой, можно считать, что деформация частиц сжимаемого осадка будет тем больше, чем больше величина

$$p = P_1 - P_{ст} \quad (\text{II, 63})$$

характеризующая разницу между давлениями на участках частицы, соприкасающихся с другими частицами, и на участках ее, соприкасающихся с жидкостью.

Нетрудно видеть, что величина p будет равна нулю для частиц на границе с суспензией и достигнет значения P_1 для частиц на границе с фильтровальной перегородкой.

* Без учета гидростатического давления слоя суспензии.

Понятие деформации частиц сжимаемого осадка полностью применимо только к тем частицам, которые способны изменять свою форму под действием относительно небольших давлений, возникающих в осадке при фильтровании. Из таких частиц состоят, например, осадки гидроокисей некоторых металлов, в частности гидроокисей железа, меди, хрома. Кристаллические частицы, например частицы карбоната кальция или бикарбоната натрия, не способны деформироваться или разрушаться под действием небольших давлений, но при размерах ~ 100 мкм и менее они также образуют сжимаемые осадки. Это объясняется тем, что частицы таких размеров обычно образуют в суспензии более или менее сложные

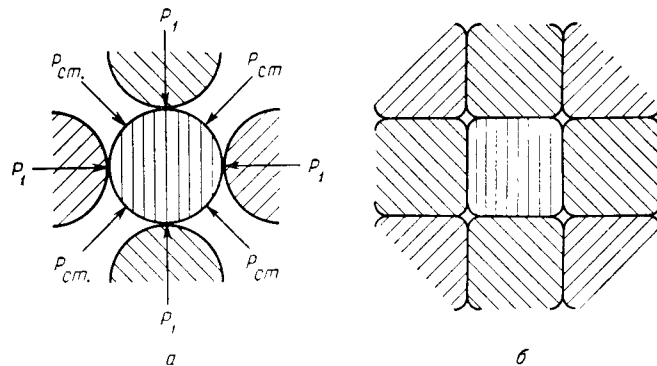


Рис. II-5. Деформация частиц в сжимаемом осадке:
а — частица до деформации; б — частица после деформации.

агрегаты, объем которых может уменьшаться под действием давления в результате взаимного перемещения отдельных кристаллов вдоль поверхности их соприкосновения. Для частиц размером ~ 10 мкм и менее возможна деформация поверхностных сольватных оболочек под действием давления, приводящая к уменьшению расстояния между частицами и сжатию осадка.

Под действием давления форма частиц или их агрегатов изменяется таким образом (рис. II-5), что пористость осадка в (отношение объема пор к объему осадка) уменьшается, а его сопротивление потоку жидкости возрастает. При этом уменьшение пористости осадка и увеличение его удельного сопротивления будет происходить в направлении от границы с суспензией к границе с фильтровальной перегородкой, так как величина p возрастает именно в этом направлении. Закономерности изменения статического давления жидкости, а также пористости и удельного сопротивления осадка в различных его слоях можно установить экспериментально (стр. 153). Здесь следует только упомянуть, что градиент статического давления жидкости увеличивается в направлении от границы осадка с суспензией к границе его с фильтровальной перегородкой.

Вследствие этого градиент величины p также возрастает в том же направлении.

На рис. II-6 показано распределение статического давления $P_{ст}$ жидкости и величины p в осадках толщиной $h'_{ос}$ и $h''_{ос}$ при постоянной разности давлений $\Delta P = P_1$ и при движении фильтра в направлении стрелки. Это распределение выражено кривыми $P_{ст} = f(h_{ос})$ и $p = f(h_{ос})$ для двух моментов фильтрования t' и t'' . В соответствии с уравнением (II, 63) сумма $P_{ст}$ и p всегда равна давлению P_1 .

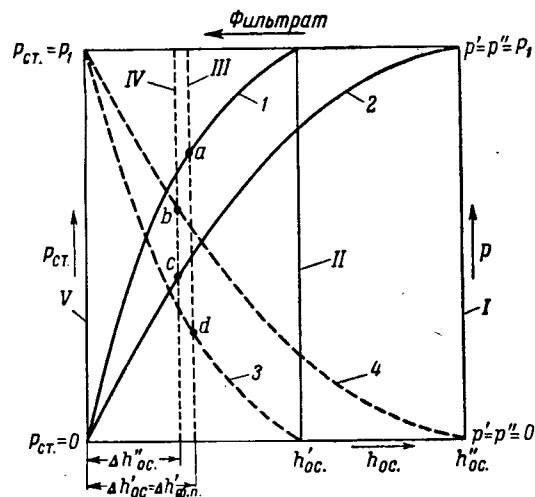


Рис. II-6. Распределение статического давления $P_{ст}$ жидкости и величины p по толщине осадка и фильтровальной перегородки:

I, II — границы осадка с суспензией при t' и t'' ; III, IV — границы между слоями осадка или осадком и фильтровальной перегородкой при t' и t'' ; V — граница между осадком и фильтровальной перегородкой или свободная поверхность перегородки.

1, 3 — кривые $P_{ст} = f(h_{ос})$ и $p = f(h_{ос})$ при t' ; 2, 4 — кривые $P_{ст} = f(h_{ос})$ и $p = f(h_{ос})$ при t'' .

Рассмотрим слой осадка толщиной $\Delta h'_{ос}$ в момент фильтрования t' при общей толщине осадка $h'_{ос}$. На границе III между этим слоем и остальной частью осадка величина статического давления жидкости достигнет значения $P'_{ст}$ (точка a), а величина p будет иметь значение $p' = P_1 - P'_{ст}$ (точка d). Осадок на этой границе будет иметь соответствующую пористость ϵ' и удельное объемное сопротивление r'_0 . В период между моментами времени t' и t'' общая толщина осадка возрастет от $h'_{ос}$ до $h''_{ос}$, а толщина рассматриваемого слоя уменьшится от $\Delta h'_{ос}$ до $\Delta h''_{ос}$. Это уменьшение объясняется понижением статического давления жидкости на новой границе IV между рассматриваемым слоем осадка и остальной его частью: статическое давление жидкости понизится до $P''_{ст}$ (точка c), а величина p возрастет до $p'' = P_1 - P''_{ст}$ (точка b), что вызовет умень-

шение пористости на этой границе до ϵ'' и увеличение удельного объемного сопротивления до r''_0 .

Заменим слой осадка толщиной $\Delta h'_{ос}$ фильтровальной перегородкой такой же толщины $\Delta h'_{ф.п}$ и обладающей такой же способностью сжиматься под действием давления, как и осадок. Такая перегородка будет характеризоваться теми же зависимостями ее пористости и удельного сопротивления от давления, как и осадок.

В соответствии с рис. II-6 величины $\Delta P_{ос}$ и $\Delta P_{ф.п}$ для этой фильтровальной перегородки в момент времени t' можно выразить следующим образом:

$$\Delta P_{ос} = P_1 - P'_{ст} \text{ и } \Delta P_{ф.п} = P'_{ст}$$

Величина p на границе между осадком и фильтровальной перегородкой составит, как и прежде, $p' = P_1 - P'_{ст}$.

В процессе фильтрования при постоянной разности давлений $\Delta P = P_1$ в момент времени t'' толщина фильтровальной перегородки уменьшится до $\Delta h''_{ос}$, а величина $\Delta P_{ос}$ возрастет до $P_1 - P''_{ст}$, что объясняется увеличением толщины и общего сопротивления осадка. Соответственно $\Delta P_{ф.п}$ уменьшится до $P''_{ст}$, а величина p на границе фильтровальной перегородки с осадком возрастет до $p'' = P_1 - P''_{ст}$. Так как величина p на свободной стороне фильтровальной перегородки во время рассматриваемого процесса не изменяется и составляет $p' = p'' = P_1$, то большему значению p на границе между фильтровальной перегородкой и осадком будет соответствовать меньшая пористость и большее общее сопротивление. Таким образом, можно сделать вывод, что в процессе фильтрования с образованием осадка при постоянной разности давлений сопротивление фильтровальной перегородки увеличивается при уменьшении в ней перепада статического давления жидкости. К подобному же выводу можно прийти и в случае различной сжимаемости осадка и фильтровальной перегородки.

При фильтровании чистой жидкости через сжимаемую фильтровальную перегородку в отсутствие осадка сопротивление перегородки увеличивается при возрастании в ней перепада статического давления жидкости, причем величина этого перепада равна разности давлений при фильтровании.

Отсюда, в частности, следует, что зависимость сопротивления фильтровальной перегородки от разности давлений, найденную при ее исследовании в отсутствие осадка, нельзя использовать для оценки сопротивления перегородки при наличии на ней осадка.

Из предыдущего видно, что распределение давления в осадке и фильтровальной перегородке неравномерно, т. е. удельное сопротивление сжимаемого осадка и сопротивление сжимаемой перегородки являются переменными величинами для различных слоев обеих пористых сред. Поэтому для практических целей экспериментально находят среднее удельное сопротивление осадка и среднее сопротивление фильтровальной перегородки. Эти средние величины в дальнейшем для простоты будут по-прежнему обозначаться r_0 , r_v и $R_{ф.п}$.

Как показывает опыт, при использовании надлежащим образом определенных средних значений r_0 , r_v и $R_{ф.п}$ уравнения фильтрования при постоянной разности давлений (II, 6) и постоянной скорости процесса (II, 9), выведенные для несжимаемых пористых сред, применимы и для сжимаемых сред. Это же можно сказать и относительно уравнения фильтрования при постоянных разности

давлений и скорости (II, 11). Зависимости, характеризующие процессы фильтрования при переменных разности давлений и скорости, сложнее для сжимаемых пористых сред, чем для несжимаемых.

Установлено, что величины r_0 , r_b и $R_{ф.п}$ для данных условий фильтрования и данной суспензии зависят только от разности давлений и распределения статического давления жидкости в обеих пористых средах. В связи с этим необходимо отметить, что удельное сопротивление осадка не зависит от способа его образования. Это значит, что величины r_0 или r_b будут одинаковы независимо от того, образовался ли осадок при постоянной разности давлений или при постоянной скорости процесса с увеличением разности давлений до той же величины, как в предыдущем случае.

Использование уравнений (II, 6) и (II, 9) (или их модификаций) для сжимаемых сред затрудняется в связи с тем, что при известном значении разности давлений обычно отсутствуют данные о распределении статического давления жидкости между обеими пористыми средами и нельзя точно установить значения r_0 (или r_b) и $R_{ф.п}$. При решении практических задач это затруднение преодолевается, поскольку анализ показывает, что закономерности фильтрования значительно упрощаются при наличии хотя бы одного из двух условий:

1. Если способность осадка и фильтровальной перегородки сжиматься под действием давления одинакова, причем обе пористые среды характеризуются идентичными зависимостями сопротивления от давления.

2. Если сопротивление фильтровальной перегородки невелико по сравнению с сопротивлением осадка.

Первое условие соблюдается сравнительно редко. Второе условие при правильной организации работы соблюдается в течение большей части процесса фильтрования, за исключением его начальной стадии, когда слой образовавшегося осадка еще невелик. Это используют для упрощения представлений о закономерностях фильтрования, принимая, что в среднем в течение всего процесса фильтрования величина $\Delta P_{ос}$ близка к величине ΔP , и считая, что удельное сопротивление осадка является функцией ΔP . При этом в качестве сопротивления фильтровальной перегородки принимают некоторую среднюю постоянную величину, находимую из практических данных.

Существующие методы определения зависимости удельного сопротивления осадка от ΔP позволяют одновременно установить зависимость сопротивления фильтровальной перегородки от ΔP (см главу IV). Однако использование последней зависимости иногда усложняет практические расчеты и не повышает их точности, так как сопротивление фильтровальной перегородки по своему существу не является стабильной величиной. В процессе фильтрования в перегородку могут проникать твердые частицы суспензии, степень же очистки перегородки от твердых частиц в процессе промывки зависит от многих обстоятельств.

Соответствие уравнений (II, 6) и (II, 9) или их модификаций действительному процессу фильтрования при сжимаемых пористых средах будет тем лучше, чем меньше отношение сопротивления фильтровальной перегородки к сопротивлению осадка.

При экспериментальном определении средней величины удельного сопротивления сжимаемого осадка и использовании этой величины в уравнениях фильтрования необходимо учитывать следующее:

1. В процессе фильтрования при постоянной разности давлений величина среднего удельного сопротивления осадка остается постоянной во времени.

2. В процессе фильтрования при постоянной скорости среднее удельное сопротивление осадка увеличивается во времени в связи с возрастанием разности давлений.

Способы определения удельного сопротивления осадка при постоянных разности давлений и скорости процесса фильтрования рассматриваются в главах IV и V.

Зависимости удельных (объемного и весового) сопротивлений осадка от разности давлений выражаются вполне идентичными эмпирическими уравнениями, отличающимися только значениями постоянных величин. Существует несколько видов таких уравнений, из которых наиболее практически важными являются два вида:

для удельного объемного сопротивления осадка

$$r_0 = r'_0 (\Delta P)^{s'} \quad (II, 64)$$

$$r_0 = r''_0 + \alpha (\Delta P)^{s''} \quad (II, 65)$$

для удельного весового сопротивления осадка

$$r_b = r'_b (\Delta P)^{s'} \quad (II, 66)$$

$$r_b = r''_b + \alpha (\Delta P)^{s''} \quad (II, 67)$$

В этих уравнениях r'_0 , r''_0 , r'_b , r''_b , α , s' и s'' — постоянные, находящиеся опытным путем. Анализ и сопоставление приведенных уравнений будут выполнены в главе IV. Здесь отметим, что уравнения (II, 65) и (II, 67) в некоторых случаях точнее соответствуют опытным данным, а уравнения (II, 64) и (II, 66) при совместном решении с уравнениями фильтрования при условии, что $R_{ф.п} = 0$, приводят к относительно простым объединенным уравнениям.

Следует также отметить, что в уравнениях фильтрования с образованием сжимаемого осадка величины отношений x_0 и x_b зависят от разности давлений, уменьшаясь при ее возрастании. Это объясняется уменьшением пористости осадка при возрастании ΔP и увеличением объема фильтрата за счет уменьшения его количества в порах осадка.

Если сжимаемость осадка не очень велика, можно принимать, что величины x_0 и x_b не зависят от разности давлений. Если же сжимаемость осадка значительна, то опытным путем можно

установить зависимости x_o и x_b от ΔP , аналогичные зависимостям для удельного сопротивления осадка. Однако во многих случаях использование указанных зависимостей затрудняет практические расчеты, поэтому в таких расчетах целесообразно применять некоторое среднее значение x_o или x_b . Возникающая при этом погрешность относительно невелика по сравнению с погрешностями, обусловленными допущением постоянства сопротивления фильтровальной перегородки и независимости удельного сопротивления осадка от распределения статического давления жидкости в осадке и перегородке.

Преимущество применения x_b вместо x_o состоит в том, что для сжимаемых осадков величина x_b при увеличении разности давлений изменяется меньше, чем величина x_o . Поскольку вес твердых частиц осадка, образовавшегося на фильтровальной перегородке, не зависит от разности давлений, числитель отношения, обозначаемого через x_b , представляет собой в данных условиях постоянную величину.

Недостатком применения x_b вместо x_o является большая сложность экспериментального определения величины x_b .

При использовании величины x_o можно установить зависимость между объемом суспензии V_c и объемом осадка V_{oc} или фильтрата V . Материальный баланс процесса фильтрации выражается уравнением

$$V_c = V_{oc} + V \quad (II, 68)$$

Принимая во внимание, что

$$V_{oc} = x_o V \quad \text{и} \quad V = \frac{V_{oc}}{x_o}$$

получаем следующие зависимости:

$$V_c = V(1 + x_o) \quad (II, 69)$$

и

$$V_c = V_{oc} \left(1 + \frac{1}{x_o} \right) \quad (II, 70)$$

При использовании величины x_b можно найти зависимость между объемом суспензии и весом твердых частиц осадка G_{oc} или объемом фильтрата, если известны пористость осадка ϵ и удельный вес твердых частиц γ_t . Принимая во внимание, что

$$V_{oc} = \frac{G_{oc}}{\gamma_t(1-\epsilon)} \quad \text{и} \quad V = \frac{G_{oc}}{x_b}$$

из уравнения (II, 68) получим:

$$V_c = G_{oc} \left[\frac{1}{\gamma_t(1-\epsilon)} + \frac{1}{x_b} \right] \quad (II, 71)$$

Принимая во внимание, что $G_{oc} = x_b V$, из уравнения (II, 71) найдем:

$$V_c = V \left[1 + \frac{x_b}{\gamma_t(1-\epsilon)} \right] \quad (II, 72)$$

Сопоставляя уравнения (II, 69) и (II, 72), можно вывести зависимость между x_o и x_b :

$$x_o = \frac{x_b}{\gamma_t(1-\epsilon)} \quad (II, 73)$$

Следует подчеркнуть, что приведенные выше уравнения фильтрации для несжимаемых осадков точно соответствуют экспериментальным данным при отсутствии сопутствующих фильтрации и осложняющих его явлений, например осаждения твердых частиц суспензии под действием силы тяжести или постепенной коагуляции этих частиц. Применительно к сжимаемым осадкам эти уравнения точны при дополнительном условии, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь.

На практике в рассмотренные выше уравнения часто требуется вводить различные поправки, в частности учитывать объем задержавшегося в трубопроводах фильтрата, гидравлическое сопротивление фильтра, время между началом фильтрации и моментом появления в поле наблюдения первых порций фильтрата, время между началом фильтрации и моментом установления нужной разности давлений. Однако введение таких поправок не изменяет существа этих уравнений.

При работе с осадками, состоящими из частиц, обладающих большой способностью к деформации, может оказаться, что скорость фильтрации при повышении разности давлений сначала увеличивается до некоторого максимального значения, а затем уменьшается [36].

На рис. II-7 в координатах разность давлений — скорость приведены результаты опытов по разделению суспензии парафина в смеси жидких углеводородов фильтрованием в некоторых условиях. В данном случае при определенной разности давлений производительность фильтра достигает максимального значения.

Математический анализ уравнений фильтрации при постоянной разности давлений показывает, что если в качестве сопротивлений учтены только сопротивление осадка и фильтровальной перегородки, функция $W = f(\Delta P)$ не имеет максимума. Поэтому можно предположить, что при легкой деформируемости частиц осадка на границе между ним и фильтровальной перегородкой возникает дополнительное сопротивление, возрастающее с увеличением разности давлений. После достижения максимальной скорости фильтрации дальнейшее повышение разности давлений увеличивает эту скорость меньше, чем ее замедляет возрастающее дополнительное сопротивление. Возникновение дополнительного

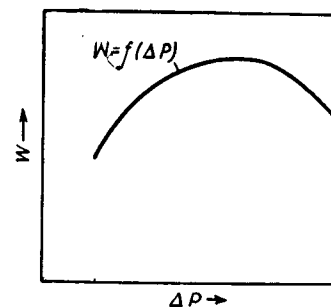


Рис. II-7. Влияние разности давлений на скорость фильтрации при легкой деформируемости частиц осадка.

сопротивления можно объяснить, предположив, что деформированные частицы закрывают входы в отдельные поры фильтровальной перегородки, в результате чего сопротивление потоку жидкости на границе между осадком и фильтровальной перегородкой возрастает.

Обычно форма и способность к деформации частиц осадка неизвестны. Это чрезвычайно затрудняет введение в уравнения фильтрации величин, характеризующих дополнительное сопротивление. Можно считать, что общая поверхность соприкосновения твердых частиц осадка и фильтровальной перегородки, а следовательно, и число закрытых пор будет увеличиваться с повышением разности давлений. Для осадков, состоящих из частиц, которые отличаются относительно небольшой способностью деформироваться, разность давлений, соответствующая максимальной скорости фильтрации, может достигать 10—20 ат.

Отмечено [302], что проницаемость фильтровальной перегородки намного больше проницаемости осадка; это не соответствует значительной доле сопротивления такой перегородки в общем сопротивлении при промышленном фильтровании даже в том случае, если она используется длительное время. Указанное обстоятельство объяснено наличием дополнительного сопротивления на границе между осадком и фильтровальной перегородкой, которое надлежит учитывать фактором, выражающим способность этой границы пропускать жидкость и зависящим от свойства осадка и перегородки, а также от условий фильтрации. На основании исследования, выполненного с применением различных фильтровальных перегородок (хлопчатобумажная, шерстяная, шелковая, нейлоновая, бумажная) и суспензий (мел, тонкодисперсный песок, диатомит, промытая почва), установлена целесообразность использования указанного фактора для описания процессов фильтрации. Дано безразмерное уравнение для определения этого фактора; постоянные уравнения различны для различных сочетаний фильтровальных перегородок и суспензий. Отмечена аналогия между процессами фильтрации и теплопередачи, основанная на наличии граничных сопротивлений.

Как указано выше (стр. 46), существующие основные уравнения фильтрации с образованием сжимаемого осадка, в частности при постоянной разности давлений, теоретически точны только при условии равенства показателей сжимаемости осадка и фильтровальной перегородки. Неточность возникает ввиду перераспределения неизменной общей разности давлений между перегородкой и осадком по мере увеличения толщины последнего. Целесообразно получить зависимости, учитывающие это перераспределение, чтобы сопоставить результаты расчетов по общепринятому и новому, более точному, методам, а также выяснить рациональные пределы применения более точного метода [397].

В дальнейшем рассматривается процесс фильтрации с образованием сжимаемого осадка на несжимаемой фильтровальной перегородке при постоянной разности давлений с учетом перераспределения общей разности давлений.

Исходя из уравнения (II, 37), которое применимо к сжимаемым осадкам, и учитывая равенство (II, 43), в котором $R_{ф.п}$ — величина постоянная, можно на-

писать:

$$\Delta P_{ос} = \Delta P - \mu R_{ф.п} W' \quad (II, 74)$$

При $\Delta P_{ос} = 0$, т. е. в начале фильтрования, величина ΔP равна $\mu R_{ф.п} W_0$ (где W_0 — скорость фильтрования в отсутствие осадка на перегородке). Отсюда

$$W_0 = \frac{\Delta P}{\mu R_{ф.п}} \quad (II, 75)$$

Разделив второе слагаемое правой части соотношения (II, 74) на W_0 и умножив его на $\Delta P / \mu R_{ф.п}$, найдем:

$$\Delta P_{ос} = \Delta P (1 - \bar{W}) \quad (II, 76)$$

В этом уравнении $\bar{W}$ — безразмерная скорость фильтрования, равная

$$\bar{W} = \frac{W}{W_0} \quad (II, 77)$$

где W — скорость фильтрования в данный момент времени.

Для данного момента времени по аналогии с равенством (II, 43) можно написать:

$$\Delta P_{ос} = \mu R_{ос} W \quad (II, 78)$$

Величина $R_{ос} = r_b x_b q$ (где q — объем фильтрата, полученного в рассматриваемый момент времени с 1 м² поверхности фильтрования). Отсюда

$$\Delta P_{ос} = \mu r_b x_b q W \quad (II, 79)$$

причем

$$q = \int_0^{\tau} W(\tau) d\tau \quad (II, 80)$$

Примем, что зависимость удельного весового сопротивления осадка от падения давления в нем выражается равенством:

$$r_b = r'_b (\Delta P_{ос})^{s'} \quad (II, 81)$$

Объединяя выражения (II, 79) — (II, 81), найдем:

$$\Delta P_{ос}^{1-s'} = \mu r'_b x_b W \int_0^{\tau} W(\tau) d\tau \quad (II, 82)$$

Из уравнений (II, 76) и (II, 82) получим:

$$\Delta P^{1-s'} (1 - \bar{W})^{1-s'} = \mu r'_b x_b W \int_0^{\tau} W(\tau) d\tau \quad (II, 83)$$

После деления обеих частей последнего уравнения на $\mu r'_b x_b W_0^2$ можно написать:

$$\frac{\Delta P^{1-s'}}{\mu r'_b x_b W_0^2} (1 - \bar{W})^{1-s'} = \bar{W} \int_0^{\tau} \bar{W}(\tau) d\tau \quad (II, 84)$$

Умножив и разделив левую часть выражения (II, 84) на $\mu^2 R_{ф.п}^2$ и имея в виду, что $\mu^2 R_{ф.п}^2 W_0^2$ равно ΔP^2 (в начале фильтрования), получим:

$$\frac{\mu R_{ф.п}^2}{r'_b x_b \Delta P^{1+s'}} \cdot \frac{(1 - \bar{W})^{1-s'}}{\bar{W}} = \int_0^{\tau} \bar{W}(\tau) d\tau \quad (II, 85)$$

Заметим, что левый множитель в уравнении (II, 85) имеет размерность времени, поскольку $r'_2 \Delta P^{s'}$ в соответствии с равенством (II, 81) имеет размерность $m \cdot n^{-1}$. При среднем неизменном значении x_B (стр. 47) указанный множитель представляет собой постоянную величину и может рассматриваться как условное постоянное время:

$$\tau_0 = \frac{\mu R_{\Phi, n}^2}{r'_B x_B \Delta P^{1+s'}} \quad (II, 86)$$

Разделив обе части уравнения (II, 85) на τ_0 , получим:

$$\frac{(1 - \bar{W})^{1-s'}}{\bar{W}} = \int_0^{\bar{\tau}} \bar{W}(\bar{\tau}) d\bar{\tau} \quad (II, 87)$$

где

$$\bar{\tau} = \tau / \tau_0 \quad (II, 88)$$

В результате дифференцирования уравнения (II, 87) по $\bar{\tau}$, разделения переменных и интегрирования в пределах от 0 до $\bar{\tau}$ и от 1 до $\bar{W}$ находим неявную зависимость безразмерной скорости фильтрования от безразмерного времени:

$$\bar{\tau} = \int_{\bar{W}}^1 \frac{1 - s' \bar{W}}{\bar{W}^3 (1 - \bar{W})^{s'}} d\bar{W} \quad (II, 89)$$

Для значений $s' = 0; 1/3; 1/2; 2/3$ интеграл правой части этого уравнения вычисляется в элементарных функциях; в других случаях, когда s' меньше 1, можно использовать численные методы анализа. Результаты расчетов взаимозависимости переменных $\bar{\tau}$, $\bar{W}$, s' представлены ниже:

s'	$\bar{W}$									
	1	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,2	0,1
0	0	0,117	0,282	0,520	0,886	1,500	2,620	5,060	12,000	49,50
1/3	0	0,250	0,473	0,751	1,160	1,818	3,000	5,500	12,400	52,95
1/2	0	0,366	0,600	0,915	1,338	2,020	3,173	5,734	12,500	53,69
2/3	0	0,531	0,789	1,078	1,521	2,163	3,373	5,820	13,500	53,70
3/4	0	0,631	0,886	1,186	1,606	2,276	3,500	6,110	14,200	54,10
9/10	0	0,895	1,122	1,404	1,795	2,435	3,635	6,285	14,335	54,30

На основе этой таблицы и, следовательно, в соответствии с уравнением (II, 89) на рис. II-8 в качестве примера дана графическая зависимость $\bar{W}$ от $\bar{\tau}$ для $s' = 9/10$.

При определенном значении s' безразмерную среднюю скорость фильтрования найдем в соответствии с соотношением

$$\bar{W}_{cp} = \frac{1}{\bar{\tau}} \int_0^{\bar{\tau}} \bar{W}(\bar{\tau}) d\bar{\tau} \quad (II, 90)$$

Величину $\bar{W}_{cp}$ получим путем численного интегрирования с использованием графиков, подобных изображенному на рис. II-8.

В соответствии с зависимостью (II, 77) можем написать:

$$\bar{W}_{cp} = \frac{W_{cp}}{W_0} \quad (II, 91)$$

или

$$W_{cp} = \bar{W}_{cp} W_0 \quad (II, 92)$$

Тогда объем фильтрата, полученного с 1 m^2 поверхности фильтрования, можно найти из равенства:

$$q = W_{cp} \tau \quad (II, 93)$$

Следует особо проанализировать случай, когда $s' = 0$, т. е. осадок нежигаем. При этом степени сжимаемости фильтровальной перегородки и осадка становятся одинаковыми, и уравнение (II, 89) должно перейти в обычное уравнение фильтрования при постоянной разности давлений. Действительно, приняв в уравнении (II, 89) величину $s' = 0$, получим:

$$\bar{\tau} = \int_{\bar{W}}^1 \frac{d\bar{W}}{\bar{W}^3} \quad (II, 94)$$

Из этого равенства после интегрирования и небольших преобразований с учетом соотношения (II, 77) найдем:

$$W = \frac{W_0}{\sqrt{1 + 2\bar{\tau}}} \quad (II, 95)$$

В соответствии с равенством (II, 88) имеем:

$$W = \frac{dq}{d\tau} = \frac{dq}{\tau_0 d\bar{\tau}} \quad (II, 96)$$

Подставив значение W из последнего равенства в соотношение (II, 95) и проинтегрировав его в пределах от 0 до q и от 0 до $\bar{\tau}$, после замены W_0 и τ_0 на их значения из выражений (II, 75) и (II, 86) получим:

$$q = \frac{R_{\Phi, n}}{r'_B x_B} (\sqrt{1 + 2\bar{\tau}} - 1) \quad (II, 97)$$

Принимая во внимание, что при $s' = 0$ в соответствии с равенством (II, 81) величина $r'_B = r_B$, и используя зависимости (II, 88) и (II, 86), после необходимых преобразований найдем:

$$q^2 + 2 \frac{R_{\Phi, n}}{r_B x_B} q = 2 \frac{\Delta P}{\mu r_B x_B} \tau \quad (II, 98)$$

Это уравнение отличается от уравнения (II, 24) только тем, что $r_0 x_0$ заменено на $r_B x_B$ (стр. 34).

Следует сказать несколько слов о возможной интерпретации условного постоянного времени τ_0 .

С учетом равенства (II, 66) и (II, 75) уравнение (II, 86) можно привести к виду:

$$\tau_0 = \frac{\omega_0}{W_0} \quad (II, 99)$$

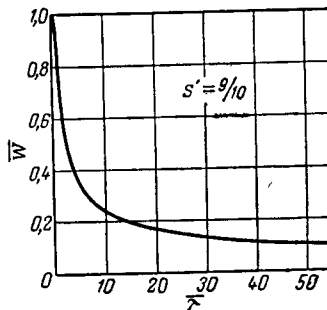


Рис. II-8. Зависимость безразмерной скорости от безразмерного времени при $s' = 9/10$ в соответствии с уравнением (II, 89).

где

$$\omega_0 = \frac{R_{ф. п}}{r_{в} x_{в}} \quad (II, 100)$$

Таким образом величина t_0 является отношением двух факторов, характеризующих в данных условиях проведения процесса влияние сопротивления фильтровальной перегородки. Из равенства (II, 99) следует, что величина t_0 тем больше, чем больше отношение сопротивлений перегородки и осадка и чем меньше начальная скорость фильтрования, которая, в свою очередь, уменьшается с возрастанием сопротивления перегородки.

Как видно из изложенного выше, расчет процесса фильтрования с образованием сжимаемого осадка на несжимаемой перегородке при постоянной разности давлений по новому методу сложнее, чем по общепринятым уравнениям. Однако новый метод принципиально более точен по сравнению с существующим. Поэтому возникает необходимость в сопоставлении результатов расчета по обоим методам с целью определения, целесообразно ли применять в данных условиях более сложный метод для получения уточненных результатов. Применительно к частному случаю этот вопрос рассмотрен в примере 3а (стр. 63).

В разделе этой главы, посвященном описанию закономерности фильтрования с образованием несжимаемого осадка на несжимаемой фильтровальной перегородке, в частности рассмотрены закономерности фильтрования при транспортировании суспензии на фильтр центробежным насосом и с использованием цилиндрических патронов. Далее приведены некоторые данные о закономерностях упомянутых процессов применительно к сжимаемым осадкам.

фильтрование при транспортировании суспензии на фильтр центробежным насосом

В литературе [280], [296] изложен графо-аналитический способ расчета процесса фильтрования при переменных разности давлений и скорости. Сущность этого способа сводится к следующему.

В соответствии с рис. II-6 величина сжимающего усилия в данном сечении осадка $p = P_1 - P_{ст}$ (где P_1 — давление на суспензию, распространяющееся по всей толщине осадка, $P_{ст}$ — статическое давление в том же сечении осадка), причем величине p соответствует локальное удельное сопротивление осадка $(r_{в})_x$. На границе между суспензией и осадком $P_{ст} = P_1$ и $p = 0$; на границе между осадком и фильтровальной перегородкой $P_{ст} = P'_{ст}$ и $p = P_1 - P'_{ст}$, где величина $P'_{ст}$ соответствует сопротивлению фильтровальной перегородки $\Delta P_{ф. п}$ и выражается равенством (II, 43).

Величина p является также движущей силой процесса фильтрования. Поэтому, исходя из основных закономерностей фильтрования, для бесконечно малого приращения веса твердых частиц q осадке на единице поверхности $x_{в} dq$ (что вызывает соответствующее приращение dp) можно написать общее уравнение для сжимаемых осадков:

$$\frac{dp}{x_{в} dq} = \mu (r_{в})_x W \quad (II, 101)$$

Величина $x_{в}$ в уравнении (II, 101) мало изменяется при изменении p , поэтому может быть принято среднее значение этой величины. Величина W для любого сечения осадка постоянна. Отсюда уравнение (II, 101) после небольшого преобразования может быть проинтегрировано по всей толщине осадка в пределах от $p = 0$ до $p = P_1 - P'_{ст}$ и от $q = 0$ до $q = q$:

$$q = \frac{1}{\mu x_{в} W} \int_0^{P_1 - P'_{ст}} \frac{dp}{(r_{в})_x} \quad (II, 102)$$

В последнем уравнении величины q и W при изменении условий фильтрования переменные. Величина $(r_{в})_x$ является функцией давления:

$$(r_{в})_x = f(p) \quad (II, 103)$$

Такая зависимость может быть получена путем исследований на фильтре с поршнем (стр. 153). Если она установлена в виде уравнения, то интеграл в правой части соотношения (II, 102) может быть получен аналитически, если в виде экспериментальной кривой — то графически. Взаимосвязь W с P_1 определяется характеристикой центробежного насоса, что позволяет установить зависимость q от W в уравнении (II, 102). После этого может быть найдена продолжительность фильтрования с использованием дифференциального уравнения

$$\frac{dq}{d\tau} = W \quad (II, 104)$$

откуда

$$\tau = \int_0^q \frac{dq}{W} \quad (II, 105)$$

Рассматриваемый способ расчета пояснен в примере 3б, из которого видна значительная сложность его при практическом применении. Способ отличается большой точностью и может быть использован как эталон для оценки степени точности других способов расчета в идентичных условиях.

В связи с этим были даны [296] три упрощенных способа расчета. Первый отличается от точного тем, что в нем для нахождения продолжительности фильтрования применяется метод конечных разностей вместо графического интегрирования; во втором используется приближенная линейная характеристика насоса вместо кривой; в третьем применяется приближенная двухступенчатая характеристика насоса (кривая заменена горизонтальным и вертикальным участками, соответствующими фильтрованию при постоянных разности давлений и скорости процесса).

В результате сопоставления данных, полученных при расчетах по всем четырем способам для условий примера 3б, установлено, что продолжительность получения определенного количества

фильтрата по всем трем упрощенным способам на 8—20% меньше, чем по точному.

В общем величина расхождения зависит от ряда факторов, в особенности от кривизны характеристики насоса в координатах производительность — давление, а также от степени сжимаемости осадка.

Описан [284] простой, но практически достаточно точный метод анализа процессов фильтрования при переменных разности давлений и скорости, когда суспензия подается на фильтр центробежным насосом. Этот метод основан на построении кривой в координатах производительность — давление

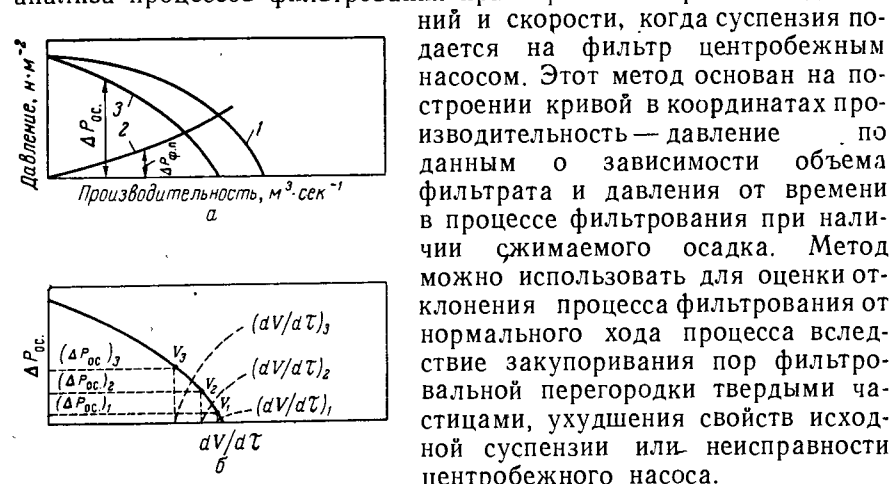


Рис. 11-9. К выбору центробежного насоса:

а — определение падения давления в осадке в зависимости от производительности насоса при данном сопротивлении фильтровальной перегородки;

1 — характеристика центробежного насоса; 2 — экспериментальная зависимость падения давления в фильтровальной перегородке от производительности насоса; 3 — вычисленная зависимость падения давления в осадке от производительности насоса;

б — к определению зависимости объема фильтрата от времени фильтрования.

тельного выбора центробежного насоса в условиях переменных разности давлений и скорости следует принимать скорость фильтрования в конце процесса в пределах 0,7—0,8 от среднего значения.

Выбрав желательную толщину слоя осадка в конце процесса, по известным отношению объема осадка к объему фильтрата и поверхности фильтрования можно определить объем фильтрата, получаемого за один цикл. После этого, пренебрегая сопротивлением фильтровальной перегородки и используя величину максимальной разности давлений, допустимой для фильтра данной конструкции, по уравнению (II, 5) можно вычислить скорость фильтрования в конце процесса. Затем, принимая во внимание указанное соотношение конечной и средней скоростей фильтрования, оказывается

возможным установить продолжительность процесса, разделив объем фильтрата на среднюю скорость фильтрования. Центробежный насос следует выбирать так, чтобы его максимальная эффективность приблизительно соответствовала средней производительности, равной произведению средней скорости фильтрования на поверхность фильтрования, а предельное давление превышало на 15—20% величину, отвечающую максимальной разности давлений, допустимой для фильтра.

Правильность выбора насоса проверяется следующим образом. В координатах производительность — давление строят кривую, выражающую характеристику выбранного насоса (рис. II-9, а); обычно такая характеристика дается для воды и, в случае необходимости, пересчитывается на жидкость с другими плотностью и вязкостью. В тех же координатах проводят экспериментальную кривую для фильтровальной перегородки без слоя осадка на ней. Тогда разность ординат обеих кривых даст падение давления в осадке.

Применительно к падению давления в осадке $\Delta P_{ос}$, когда следует считать $R_{ф.п} = 0$, для всей поверхности фильтрования S уравнение (II, 5) принимает вид:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta P_{ос} S^2}{\mu r_o x_o V} \quad (II, 106)$$

В этом уравнении можно принять среднее значение x_o , так как указанная величина изменяется относительно мало с возрастанием $\Delta P_{ос}$ даже при значительно сжимаемых осадках. Используя экспериментально найденную зависимость $r_o = f(\Delta P_{ос})$, приведенную в главе IV, можно определить ряд значений $V_1, V_2, V_3, \dots$ при $(\Delta P_{ос})_1, (\Delta P_{ос})_2, (\Delta P_{ос})_3, \dots$ и $(dV/d\tau)_1, (dV/d\tau)_2, (dV/d\tau)_3, \dots$, соответствующих кривой 3 на рис. II-9, а. Графическая интерпретация таких вычислений дана на рис. II-9, б. Разделив разности $V_2 - V_1, V_3 - V_2, \dots$ на средние значения производительности $[(dV/d\tau)_1 + (dV/d\tau)_2] : 2, [(dV/d\tau)_2 + (dV/d\tau)_3] : 2, \dots$ можно найти продолжительность получения возрастающего объема фильтрата и построить кривую в координатах объем — время. Сравнение продолжительности цикла фильтрования, найденного описанным способом, с продолжительностью цикла, вычисленной, как указывалось выше, в процессе предварительного выбора центробежного насоса, позволяет оценить правильность выбора.

Правильность выбора центробежного насоса целесообразно проверить также в отношении совпадения его максимальной эффективности со средней производительностью. Это достигается построением графика в координатах эффективность — время. Если максимум эффективности сдвинут вправо по сравнению с ожидаемым положением, это означает, что выбран слишком малый насос. Если указанный максимум сдвинут влево, это означает, что выбран слишком большой насос.

Применительно к процессу при постоянной разности давлений можно воспользоваться уравнением (II, 56), выведенным для не-сжимаемых осадков при значительной толщине фильтровальной перегородки. Это уравнение было упрощено для тонкой фильтровальной перегородки в связи с исследованием разделения суспензий на цилиндрической перегородке из фильтровальной бумаги [78]. При этом получено:

$$V = \frac{2\pi L \tau \Delta P_{\text{ф. п+ос}}}{\frac{R_{\text{ф. п}}}{R'_{\text{ос. вн}}} + r_0 \ln \frac{R'_{\text{ос. и}}}{R'_{\text{ос. вн}}}} \quad (\text{II, 107})$$

Для практических расчетов объем осадка, характеризующийся отношением $R'_{\text{ос. и}}/R'_{\text{ос. вн}}$ в уравнении (II, 107), целесообразно выразить в виде функции от объема фильтрата. Для этого применимо соотношение

$$V = \frac{\pi L [(R'_{\text{ос. и}})^2 - (R'_{\text{ос. вн}})^2]}{x_0} \quad (\text{II, 108})$$

Из равенства (II, 108) путем необходимых преобразований найдем выражение для $R'_{\text{ос. и}}/R'_{\text{ос. вн}}$, которое затем используем в уравнении (II, 107). После дальнейших преобразований, которые здесь не приводятся, получим:

$$\tau = \frac{r_0 (R'_{\text{ос. вн}})^2}{4x_0 \Delta P_{\text{общ}}} \left[\left(\frac{2x_0 V}{SR'_{\text{ос. вн}}} + 1 \right) \ln \left(\frac{2x_0 V}{SR'_{\text{ос. вн}}} + 1 \right) - \frac{2x_0 V}{SR'_{\text{ос. вн}}} \right] + \frac{R_{\text{ф. п}} V}{S \Delta P_{\text{общ}}} \quad (\text{II, 109})$$

где

$$\Delta P_{\text{общ}} = \Delta P_{\text{ф. п+ос}}$$

Уравнение (II, 109) сложно для практического применения. Переход к безразмерной форме позволяет уменьшить число переменных и облегчает анализ уравнения. Разделив и умножив первое слагаемое правой части уравнения на $2x_0 V/SR'_{\text{ос. вн}}$ и разделив обе его части на τ , получим соотношение, связывающее три безразмерных комплекса:

$$1 = \pi_1 [(1 + 1/\pi_2) \ln (\pi_2 + 1) - 1] + \pi_3 \quad (\text{II, 110})$$

где

$$\pi_1 = \frac{r_0 R'_{\text{ос. вн}}}{2\Delta P_{\text{общ}}} \cdot \frac{V}{\tau S} \quad (\text{II, 111})$$

$$\pi_2 = \frac{2x_0 V}{SR'_{\text{ос. вн}}} \quad (\text{II, 112})$$

$$\pi_3 = \frac{R_{\text{ф. п}}}{\Delta P_{\text{общ}}} \cdot \frac{V}{\tau S} \quad (\text{II, 113})$$

При незначительном сопротивлении фильтровальной перегородки, когда можно принять $\pi_3 = 0$, уравнение (II, 110) упрощается:

$$\pi_1 = \frac{\pi_2}{(\pi_2 + 1) \ln (\pi_2 + 1) - \pi_2} \quad (\text{II, 114})$$

Чтобы еще более упростить его и найти зависимость π_1 от π_2 , выясним физическую сущность обоих безразмерных комплексов.

Величина, обратная первому сомножителю в правой части равенства (II, 111), представляет собой скорость фильтрования ($W_{\text{пл}}$) для плоского слоя осадка при толщине его, равной половине радиуса цилиндрической перегородки, когда сопротивлением плоской перегородки можно пренебречь. Вторым сомножителем является средней скоростью фильтрования при возрастающей толщине цилиндрического слоя осадка ($W_{\text{пл. ср}}$). Следовательно, можно написать:

$$\pi_1 = \frac{W_{\text{пл. ср}}}{W_{\text{пл}}} \quad (\text{II, 115})$$

Таким образом, безразмерный комплекс π_1 выражает отношение переменной скорости фильтрования на цилиндрической перегородке к постоянной условной скорости фильтрования на плоской перегородке, являющейся в данных условиях мерой этого отношения.

Величина $x_0 V/S$ в равенстве (II, 112) выражает толщину слоя осадка, образовавшегося на плоской перегородке ($h_{\text{ос. пл}}$) при получении фильтрата в количестве V . Отсюда

$$\pi_2 = \frac{h_{\text{ос. пл}}}{R'_{\text{ос. вн}}/2} \quad (\text{II, 116})$$

Таким образом, безразмерный комплекс π_2 представляет собой отношение переменной толщины осадка на цилиндрической перегородке, условно отнесенной к плоской перегородке, к половине внутреннего радиуса осадка, являющегося в данных условиях мерой этого отношения. Величина π_2 на практике не выходит за пределы 0,2—4,0.

После соответствующих расчетов на рис. II-10 построен график зависимости $\lg \pi_1$ от $\lg \pi_2$, из которого видно, что для всего диапазона изменения π_2 кривая без большой погрешности может быть заменена прямой, описываемой уравнением

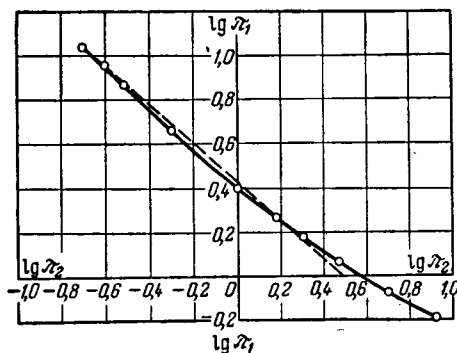
$$\pi_1 = 2,62 \pi_2^{-0,876} \quad (\text{II, 117})$$

Принимая во внимание равенства (II, 115) и (II, 116), последнее уравнение может быть приведено к виду:

$$\frac{W_{\text{пл. ср}}}{W_{\text{пл}}} = 2,62 \left[\frac{R'_{\text{ос. вн}}/2}{h_{\text{ос. пл}}} \right]^{0,876} \quad (\text{II, 118})$$

Из этого уравнения в соответствии с сущностью рассматриваемого процесса следует, как и можно было предположить, что

внутренний радиус осадка и толщина плоского осадка оказывают противоположное действие на величину левого критерия. При увеличении $R_{ос. вн}$ значение $W_{пл}$ должно уменьшаться, а отношение $W_{пл. ср}/W_{пл}$, наоборот, возрастать. С ростом $h_{ос. пл}$ (соответствует увеличению количества полученного фильтрата) средняя скорость фильтрации и отношение $W_{пл. ср}/W_{пл}$ будут уменьшаться.



Для подтверждения правильности основного уравнения (II, 109) и, следовательно, вытекающих из него безразмерных уравнений были проведены опыты по разделению суспензий, дающих сжимаемые осадки, на лабораторном фильтре с полуцилиндрической поверхностью фильтрации площадью 70 см^2 . Перфорированная рифленая опорная перегородка радиусом 22 мм покрывалась сеткой из нержавеющей стали с размером ячеек 1 мм , на которую помещался один слой фильтровальной бумаги. Опыты проводились под вакуумом в условиях постоянной разности давлений.

При расчетах по уравнению (II, 109) использовались величины удельного сопротивления осадка и сопротивления фильтровальной перегородки, полученные в опытах, выполненных в тех же условиях на фильтре с плоской перегородкой площадью 70 см^2 . Было принято, что отношение объема сжимаемого осадка к объему фильтрата x_0 не зависит от общей разности давлений и равно некоторому среднему значению в рассматриваемом интервале давлений (как это делается и для плоской фильтровальной перегородки). Результаты расчетов сопоставлялись с экспериментальными данными, найденными при помощи фильтра с полуцилиндрической поверхностью фильтрации.

На рис. II-11 дан типичный график зависимости объема полученного фильтрата от времени. Из этого и подобных ему графиков можно сделать вывод, что производительность фильтра с цилиндрической поверхностью фильтрации небольшого радиуса кривизны выше, чем производительность фильтра с плоской поверхностью фильтрации того же размера.

Кроме того, из этих графиков следует, что экспериментальные данные и данные, полученные по уравнению (II, 109), достаточно близки. Это означает, что в случае фильтрации при постоянной разности давлений на цилиндрической перегородке уравнение для несжимаемых осадков применимо и к сжимаемым осадкам (как и для плоских перегородок).

Дополнительно к сказанному был выполнен анализ процесса фильтрации с образованием сжимаемого осадка на цилиндрической перегородке [79]. В результате получено общее уравнение скорости фильтрации, которое в несколько измененном виде может быть записано так:

$$W = \frac{\Delta P_{ос}}{r_0 \left(\frac{R'_{ос. вн}}{2} \right) \ln \left[\frac{2Vx_0}{(SR'_{ос. вн} + 1)} \right]} \quad (\text{II, 119})$$

Из уравнения (II, 119), как частные случаи, выведены соотношения для фильтрации с образованием сжимаемого осадка на цилиндрической перегородке при постоянной разности давлений и постоянной скорости процесса. Приведенное выше уравнение (II, 109) также может быть получено из уравнения (II, 119).

Расчет патронного фильтра приведен на стр. 417.

Исследовано [430], [431] разделение суспензий сжатием их на фильтре с поршнем (стр. 153), когда отделение жидкой фазы от двухфазной системы происходит под действием перемещающегося поршня, а не разности давлений, создаваемой в сосуде с фиксированным объемом. Рассмотрены процессы разделения суспензий при постоянном давлении, а также при переменном давлении и постоянной или переменной скорости. Установлено наличие двух периодов, первый из которых характеризуется закономерностями фильтрации, а второй — закономерностями консолидации сжимаемых пористых тел.

ПРИМЕРНЫЕ РАСЧЕТЫ

Пример 1. Суспензия гидрооксида алюминия в воде при 20°С (при этой температуре вязкость воды $\mu = 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$) разделяется фильтрацией при постоянной разности давлений на периодически действующем нутче с площадью $S = 1 \text{ м}^2$. В течение каждой операции фильтрации разделяется $0,5 \text{ м}^3$ суспензии. Установить зависимость продолжительности фильтрации от разности давлений в пределах $4 \cdot 10^4$ — $8 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$. Известно, что в указанных пределах разности давлений для сильно сжимаемого осадка гидрооксида алюминия применимо эмпирическое уравнение (II, 64), причем $r'_0 = 0,5 \cdot 10^{10}$, а $s' = 0,95$; отношение объема осадка к объему фильтрата x_0 может быть в среднем принято равным $0,01$. Сопротивлением фильтровальной перегородки ввиду его небольшой величины можно пренебречь.

Решение

1. Объем фильтрата, получаемого за одну операцию фильтрации, как следует из уравнения (II, 69), составляет:

$$q = \frac{V}{S} = \frac{V_c}{S(1+x_0)} = \frac{0,5}{1(1+0,01)} = 0,495 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

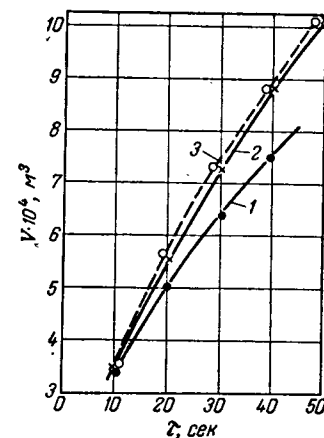


Рис. II-11. Зависимость объема фильтрата от продолжительности фильтрации при разделении суспензии диатомита:
1 — на фильтре с плоской перегородкой; 2 — на фильтре с цилиндрической перегородкой; 3 — по уравнению (II, 109).

2. При $R_{ф.п} = 0$ и $S = 1 \text{ м}^2$ для установления искомой зависимости применимо уравнение (II, 27), из которого следует:

$$\tau = \frac{\mu r_o x_o}{2 \Delta P} q^2$$

Заменяя в этом уравнении r_o на $r'_o (\Delta P)^{s'}$, получим:

$$\tau = \frac{\mu r'_o x_o}{2 (\Delta P)^{1-s'}} q^2$$

Подставив в правую часть последнего уравнения численные значения всех известных постоянных величин, окончательно найдем:

$$\tau = \frac{10^{-3} \cdot 0,5 \cdot 10^{10} \cdot 0,01}{2 (\Delta P)^{1-0,95}} (0,495)^2 \approx 6,12 \cdot 10^3 (\Delta P)^{-0,05}$$

В соответствии с полученным уравнением при увеличении ΔP от $4 \cdot 10^4$ до $8 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$, т. е. в 2 раза, τ уменьшается только от $3,60 \cdot 10^3$ до $3,48 \cdot 10^3 \text{ сек}$, т. е. всего на 3,3%. Отсюда следует сделать вывод, что при сильно сжимаемых осадках продолжительность фильтрования не удастся существенно уменьшить увеличением разности давлений.

При более сложной функциональной зависимости r_o от ΔP , выражаемой уравнением (II, 65), или при значительной величине $R_{ф.п}$ решение задачи принципиально не изменяется.

Пример 2. На периодически действующем друк-нутче с поверхностью $S = 1 \text{ м}^2$ разделяется при 20°С (при этой температуре вязкость воды $\mu = 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$) и постоянной скорости фильтрования водная суспензия частиц твердого вещества. Наибольшая допустимая разность давлений составляет $20 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$. Сопротивление фильтровальной перегородки $R_{ф.п} = 5 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$ можно считать независимым от разности давлений, отношение объема осадка к объему фильтрата x_o в среднем составляет 0,025, постоянная производительность друк-нутча по фильтрату равна $0,2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \cdot \text{сек}^{-1}$. Экспериментально найденная зависимость удельного сопротивления осадка от разности давлений при постоянной скорости фильтрования выражается уравнением (II, 64), причем $r_o = 0,126 \cdot 10^{12}$ и $s' = 0,5$.

Определить продолжительность одной операции фильтрования, объем собранного фильтрата и толщину образовавшегося осадка, а также установить графическую зависимость, характеризующую изменение разности давлений во время фильтрования.

Решение

1. Постоянную скорость фильтрования находят из уравнения (II, 8), учитывая, что $V/\tau = 0,2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \cdot \text{сек}^{-1}$. Тогда

$$W = \frac{V}{S\tau} = \frac{0,2 \cdot 10^{-3}}{1} = 0,2 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

2. Принимая во внимание уравнение (II, 64), из уравнения (II, 9) получим:

$$\tau = \frac{\Delta P - \mu R_{ф.п} W}{\mu r'_o (\Delta P)^{s'} x_o W^2} = \frac{\Delta P - 10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{10} \cdot 0,2 \cdot 10^{-3}}{10^{-3} \cdot 0,126 \cdot 10^{12} (\Delta P)^{0,5} 0,025 (0,2 \cdot 10^{-3})^2} = \frac{\Delta P - 10^4}{0,126 (\Delta P)^{0,5}}$$

Продолжительность одной операции фильтрования до достижения максимального значения $\Delta P = 20 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ составит:

$$\tau = \frac{20 \cdot 10^4 - 10^4}{0,126 (20 \cdot 10^4)^{0,5}} = 3370 \text{ сек} \approx 56 \text{ мин}$$

3. Из уравнения (II, 8) имеем:

$$V = W S \tau = 0,2 \cdot 10^{-3} \cdot 1 \cdot 3370 = 0,674 \text{ м}^3$$

4. Толщину образовавшегося осадка находят из соотношения:

$$h_{ос} = \frac{x_o V}{S} = \frac{0,025 \cdot 0,674}{1} \approx 0,017 \text{ м}$$

5. Пользуясь найденным при решении этого примера уравнением, можно вычислить соответствующие значения τ для различных значений ΔP в пределах от $10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ в начале до $20 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ в конце фильтрования. Результаты вычислений приведены на рис. II-12. Кривая $\Delta P = f(\tau)$ показывает, что ΔP увеличивается быстрее, чем τ (вследствие повышения удельного сопротивления осадка в процессе фильтрования).

Пример 3. Суспензия разделяется с использованием тканевой фильтровальной перегородки, сопротивлением которой можно пренебречь. Данные для расчета: $R'_{ос.вн} = 0,050 \text{ м}$; $R'_{ос.н} = 0,100 \text{ м}$; $r_o = 6,0 \cdot 10^{10} \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-4}$; $x_o = 0,2$ $\Delta P_{общ} = 20 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$. Требуется определить расхождение между продолжительностями фильтрования, вычисленными по уравнениям для цилиндрической и плоской фильтровальных перегородок.

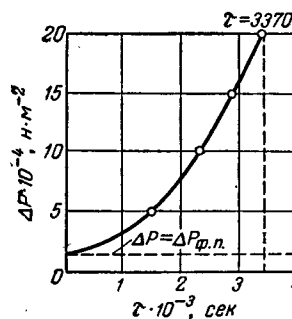


Рис. II-12. График к решению примера 2.

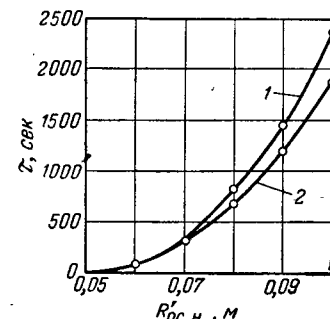


Рис. II-13. График к решению примера 3:
1 — для цилиндрической перегородки;
2 — для плоской перегородки.

Решение

Для различных значений $R'_{ос.н}$ в пределах $0,060—0,100 \text{ м}$ определяем величины τ по уравнениям (II, 60а) и (II, 61). Затем наносим полученные данные на график в координатах $R'_{ос.н} - \tau$ (рис. II-13). Из этого графика видно, что значительное расхождение (до 27%) наблюдается только к концу процесса, причем продолжительность образования осадка одной и той же толщины на цилиндрической перегородке больше, чем на плоской. Однако объемы образовавшегося осадка и полученного фильтрата при этом значительно больше для цилиндрической перегородки, чем для плоской. Так, в самом конце процесса, как показывают несложные вычисления, объем осадка на цилиндрической перегородке составляет (при длине цилиндрической перегородки 1 м) $0,0234 \text{ м}^3$, а на плоской (той же площади) — только $0,0157 \text{ м}^3$.

Пример 3а. Требуется сопоставить результаты расчета процесса фильтрования с образованием сжимаемого осадка на несжимаемой перегородке при постоянной разности давлений по существующему методу и по способу, учитывающему перераспределение разности давлений между перегородкой и осадком в течение фильтрования.

Из предыдущего (стр. 46) ясно, что расхождение между результатами расчета будет тем заметнее, чем больше отличаются показатели сжимаемости перегородки и осадка и чем большая доля общего сопротивления приходится на перегородку. Исходя из этого примем, что показатель сжимаемости осадка $s' = 0,9$ (эта величина для перегородки равна 0), а сопротивление перегородки в конце процесса составляет 0,1 от величины общего сопротивления. Поскольку при постоянной разности давлений скорость фильтрования обратно пропорциональна общему сопротивлению, нетрудно установить, что скорость фильтрования в конце процесса должна составлять 0,1 от величины скорости в начале процесса, когда на перегородке еще нет осадка. Отсюда $W = 0,1 W_0 / W_0 = 0,1$. Близкие к этим условия могут возникнуть при разделении на барабанном фильтре со сходящей фильтровальной тканью (стр. 333) суспензии, дающей сильносжимаемый осадок, причем толщина этого осадка невелика (например, 2 мм).
Примем следующие значения параметров процесса: $\mu = 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$; $R_{ф.п} = 0,5 \cdot 10^{11} \text{ м}^{-1}$; $x_b = 100 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$; $r'_b = 0,1 \cdot 10^8 \text{ м} \cdot \text{н}^{-1}$; $\Delta P = 10^5 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$.

Решение

По рассматриваемому методу. Найдем величину W_0 из равенства (II, 75):

$$W_0 = \frac{10^5}{10^{-3} \cdot 0,5 \cdot 10^{11}} = 2 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

Значение t_0 из соотношения (II, 86):

$$t_0 = \frac{10^{-3} (0,5 \cdot 10^{11})^2}{0,1 \cdot 10^8 \cdot 100 (10^5)^{1+0,9}} = 0,791 \text{ сек}$$

Для $\bar{W} = 0,1$ и $s' = 0,9$ по таблице на стр. 52 или по рис. II-8 величина $\bar{\tau} = 54,30$. Отсюда в соответствии с равенством (II, 88) величина $\tau = \bar{\tau} \cdot t_0 = 54,30 \cdot 0,791 = 43 \text{ сек}$.

Как следует из равенства (II, 90), величина $\bar{W}_{ср}$ находится путем численного интегрирования с использованием графика на рис. II-8. В данном случае $\bar{W}_{ср} = 0,208 \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$.

Из равенства (II, 92) находим $W_{ср} = 0,208 \cdot 2 \cdot 10^{-3} = 0,416 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$. В соответствии с равенством (II, 93) величина $q = 0,416 \cdot 10^{-3} \cdot 43 = 17,9 \cdot 10^{-3} \text{ м}$.

По соотношению (II, 77) скорость фильтрования в конце процесса составит $W = 0,1 \cdot 2 \cdot 10^{-3} = 0,2 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$.

По существующему методу. Используя те же параметры процесса, что и в предыдущем расчете, для сравнения следует вычислить продолжительность фильтрования, количество фильтрата и скорость фильтрования в конце процесса.

Продолжительность фильтрования и количество фильтрата можно определить из уравнения (II, 24), решив его последовательно относительно t и q . Скорость фильтрования в конце процесса находится из уравнения (II, 5) после замены в нем V/S на q . В обоих уравнениях $r_0 x_0$ необходимо заменить на $r_b x_b$, имея в виду, что r_b выражается равенством (II, 66). При вычислении t и W используют величину q , а при определении q — величину t , найденные в предыдущем расчете.

После выполнения необходимых вычислений получим: $\tau = 59,5 \text{ сек}$; $q = 15,0 \cdot 10^{-3} \text{ м}$; $W = 0,162 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$.

Сопоставление решений. Таким образом, при расчете по существующему методу в данном случае получается, что продолжительность фильтрования на 38% больше, количество фильтрата на 16% меньше и скорость фильтрования в конце процесса на 19% меньше, чем при расчете по рассматриваемому методу, который является принципиально более точным.

Последнее объясняется тем, что при существующем методе расчета принимается действие общей разности давлений на сжимаемый осадок вместо действия на него только части общей разности давлений. Иными словами, считается, что осадок более сжат, чем это происходит в действительности, а поэтому удельное сопротивление его завышено.

Следует иметь в виду, что при уменьшении доли сопротивления фильтровальной перегородки в общем сопротивлении фильтрованию или при уменьшении степени сжимаемости осадка расхождения между результатами расчета по обоим методам будут также уменьшаться.

Пример 36*. Из опытов по разделению суспензии талька на фильтре [280] найдено, что $\mu = 0,00148 \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$, $x_b = 3,05 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-3}$ и $R_{ф.п.} = 6,56 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$. Зависимость $1/(r_b)_x = f(p)$, полученная при помощи фильтра с поршнем (стр. 153), дана на рис. II-14 (кривая 1).

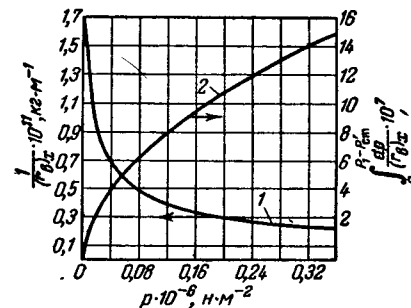


Рис. II-14. Зависимость локального удельного сопротивления осадка от сжимающего усилия (кривая 1) и величина интеграла в правой части уравнения (II, 102) (кривая 2).

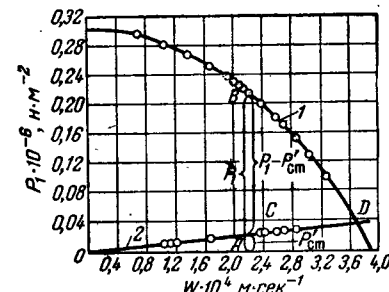


Рис. II-15. Характеристика насоса (кривая 1) и статическое давление жидкости на границе между осадком и фильтровальной перегородкой в соответствии с уравнением (II, 43) (прямая 2).

Характеристика насоса, в которой производительность его отнесена к единице поверхности фильтра, показана на рис. II-15 (кривая 1).

Найти зависимость объема фильтрата от времени.

Решение

1. В соответствии с равенством (II, 43) статическое давление на границе между осадком и фильтровальной перегородкой, численно равное сопротивлению последней при условии, что давление на свободную поверхность перегородки принято равным нулю, составит:

$$P'_{ст} = \Delta P_{ф.п} = 0,00148 \cdot 6,56 \cdot 10^{10} W = 97,1 \cdot 10^6 W$$

На основании этого равенства на рис. II-15 нанесена прямая 2, показывающая зависимость статического давления жидкости на границе между осадком и перегородкой от скорости фильтрования. Ординаты этой прямой соответствуют сопротивлению перегородки в зависимости от скорости.

Из рис. II-15 видно, что при любой скорости фильтрования давление P_1 (ордината АВ кривой 1) расходуется на преодоление сопротивления фильтровальной

* В данном примере в виде исключения x_b выражен в $\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$ (вместо $\text{н} \cdot \text{м}^{-3}$), а r_b — в $\text{м} \cdot \text{кг}^{-1}$ (вместо $\text{м} \cdot \text{н}^{-1}$), в соответствии с [280], чтобы избежать необходимости графического интегрирования в новых координатах (см. рис. II-14).

ЗАКОНОМЕРНОСТИ ФИЛЬТРОВАНИЯ С ЗАКУПОРИВАНИЕМ ПОР ФИЛЬТРОВАЛЬНОЙ ПЕРЕГОРОДКИ

перегородки $P'_{ст}$ (ордината AC прямой 2) и сопротивления осадка (отрезок BC между кривой 1 и прямой 2).

Точка D пересечения кривой 1 и прямой 2 соответствует началу фильтрования, когда осадок еще не образовался и все давление, развиваемое насосом, расходуется на преодоление сопротивления фильтровальной перегородки.

В данном случае было принято, что сопротивление фильтровальной перегородки не зависит от давления. Если же оно зависит от давления, то в расчете следует принимать некоторую среднюю величину; зависимость $P'_{ст}$ от W можно определить также из опыта.

2. Для интервалов от $p = 0$ до возрастающих значений $p = P_1 - P'_{ст}$ на рис. II-14 методом графического интегрирования построения кривая 2, показывающая зависимость интеграла в правой части уравнения (II, 102) от усилий, сжимающих осадок.

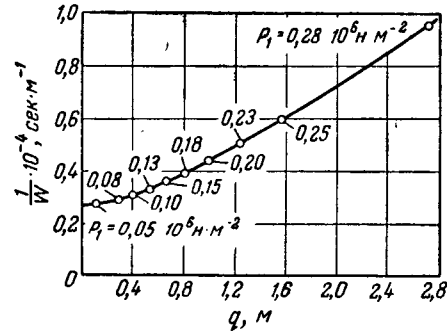


Рис. II-16. Зависимость скорости фильтрования от объема фильтрата в соответствии с уравнением (II, 102).

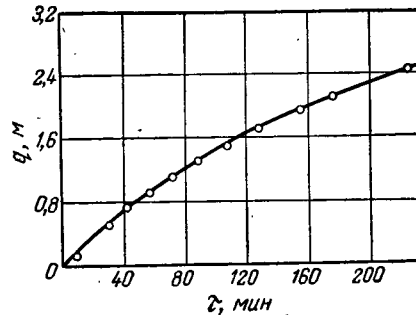


Рис. II-17. Зависимость объема фильтрата от продолжительности фильтрования.

3. Для определения взаимозависимости между q и W при известных значениях μ и x в уравнении (II, 102) по рис. II-15 находим ряд соответствующих друг другу значений W , P_1 и $P_1 - P'_{ст}$, после чего для каждого значения $P - P'_{ст} = p$ по рис. II-14 (кривая 2) устанавливаем величину интеграла в правой части уравнения (II, 102). Затем подставляем соответствующие значения W и интеграла в уравнение (II, 102) и вычисляем q . Результаты нанесены на рис. II-16 в виде кривой, на которой указаны точки, характеризующие величины P_1 для данных W и q .

Для установления зависимости t от q по уравнению (II, 105) при различных значениях q методом графического интегрирования, пользуясь рис. II-16, определяем величины интеграла в правой части уравнения (II, 105) и, следовательно, значение t . Полученные таким образом данные нанесены на рис. II-17.

Твердые частицы суспензии в процессе фильтрования могут не только задерживаться на поверхности фильтровальной перегородки, но и проникать в ее поры. Это характерно для разделения суспензий, содержащих в небольшой концентрации относительно малые частицы, взвешенные в жидкости с высокой вязкостью, и наблюдается, например, при очистке сахарных сиропов, прядильных растворов и трансформаторных масел.

Проникание твердых частиц в поры перегородки нежелательно, так как это приводит к резкому увеличению ее сопротивления, понизить которое последующей промывкой значительно труднее, чем при размещении твердых частиц на поверхности перегородки. Поэтому при разделении подобных суспензий целесообразно предотвращать проникание твердых частиц в поры перегородки и задерживать их на ее поверхности. Иными словами, вместо фильтрования с закупориванием пор следует стремиться к фильтрованию с образованием осадка.

ПРОЦЕССЫ ПРИ ПОСТОЯННОЙ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ

На основании результатов экспериментального исследования при постоянной разности давлений [80, 81] установлено, что возможны три вида фильтрования с закупориванием пор, характеризующиеся различными закономерностями:

- 1) фильтрование с закупориванием каждой поры одной твердой частицей;
- 2) фильтрование с постепенным закупориванием одной поры многими твердыми частицами;
- 3) фильтрование промежуточного вида.

Фильтрование с закупориванием каждой поры одной твердой частицей

Этот вид процесса, для краткости называемый фильтрованием с полным закупориванием пор, в практических условиях встречается редко и проявляется недостаточно четко. При попытке осуществить его в лабораторных условиях нельзя

забывать о склонности твердых частиц суспензии образовывать агрегаты, что искажает закономерности процесса.

Для вывода основных уравнений этого вида фильтрования допустим, что на фильтровальной перегородке с поверхностью $S = 1 \text{ м}^2$ имеется $N_{\text{п}}$ одинаковых цилиндрических капилляров радиусом $r_{\text{к}}$ и длиной $l_{\text{к}}$. Тогда в соответствии с уравнением Гагена — Пуазейля объем фильтрата A (в м^3), проходящего через один капилляр в 1 сек, определится из уравнения:

$$A = \frac{\pi r_{\text{к}}^4 \Delta P}{8 \mu l_{\text{к}}} \quad (\text{III, 1})$$

Следовательно, скорость фильтрования в начальный момент, отнесенная к 1 м^2 фильтровальной перегородки, можно найти из уравнения:

$$W_{\text{нач.}} = A N_{\text{п}} \quad (\text{III, 2})$$

Допустим далее, что в 1 м^3 суспензии находится n взвешенных частиц. При этом условии после получения фильтрата* в количестве q число закупоренных пор будет равно nq , а число пор, оставшихся свободными, составит $N_{\text{п}} - nq$. Следовательно, скорость фильтрования после получения фильтрата в количестве q :

$$W = A (N_{\text{п}} - nq) \quad (\text{III, 3})$$

$$\text{или} \quad W = W_{\text{нач}} - k'q \quad (\text{III, 4})$$

$$\text{Постоянная} \quad k' = A n \quad (\text{III, 5})$$

имеет размерность сек^{-1} и характеризует интенсивность уменьшения скорости фильтрования по мере увеличения количества фильтрата; при неизменном значении A эта интенсивность зависит только от числа твердых частиц n в единице объема суспензии.

Общее сопротивление R в данном случае может быть охарактеризовано величиной, обратной скорости фильтрования, поэтому вместо W в уравнение (III, 4) можно ввести $1/R$ (здесь R имеет размерность $\text{сек} \cdot \text{м}^{-1}$). Дифференцируя затем видоизмененное уравнение (III, 4) по q , получим:

$$\frac{dR}{dq} = \frac{k'}{(W_{\text{нач}} - k'q)^2}$$

Принимая во внимание уравнение (III, 4), можно написать:

$$\frac{dR}{dq} = \frac{k'}{W^2}$$

или

$$\frac{dR}{dq} = k'R^2 \quad (\text{III, 6})$$

* Ввиду небольшой объемной концентрации твердых частиц в суспензии объемы ее и фильтрата в рассматриваемом случае практически одинаковы.

Последнее равенство показывает, что при фильтровании с полным закупориванием пор интенсивность возрастания общего сопротивления по мере увеличения количества фильтрата пропорциональна квадрату общего сопротивления, т. е. очень велика.

Фильтрование с постепенным закупориванием одной поры многими твердыми частицами

Этот вид фильтрования, для краткости называемый фильтрованием с постепенным закупориванием пор*, на практике наблюдается довольно часто и проявляется достаточно четко.

Допустим, как и в предыдущем случае, что на фильтровальной перегородке с поверхностью $S = 1 \text{ м}^2$ находится $N_{\text{п}}$ одинаковых цилиндрических капилляров радиусом $r_{\text{к}}$ и длиной $l_{\text{к}}$. Примем также, что в процессе фильтрования на стенках капилляров вследствие механического торможения или адсорбции постепенно откладывается равномерный слой осадка, уменьшающий радиус капилляров. Обозначим отношение объема осадка, образовавшегося в капиллярах, к объему полученного фильтрата через x_0 , как это было сделано при рассмотрении процесса фильтрования с образованием осадка на поверхности фильтровальной перегородки.

В соответствии с уравнением Гагена — Пуазейля скорость фильтрования в начальный момент, отнесенная к 1 м^2 фильтровальной перегородки, выразится уравнением

$$W_{\text{нач}} = B N_{\text{п}} r_{\text{к}}^4 \quad (\text{III, 7})$$

Здесь

$$B = \frac{\pi \Delta P}{8 \mu l_{\text{к}}} \quad (\text{III, 8})$$

Когда в процессе фильтрования радиус капилляров уменьшится до r , скорость фильтрования будет определяться уравнением

$$W = B N_{\text{п}} r^4 \quad (\text{III, 9})$$

Принимая во внимание, что при получении фильтрата в количестве dq на стенках капилляров отложится осадок в количестве $x_0 dq$ и толщина слоя осадка в каждом капилляре увеличивается на величину dr , можно написать:

$$x_0 dq = - N_{\text{п}} 2\pi r l_{\text{к}} dr$$

Знак минус перед правой частью этого уравнения поставлен потому, что при возрастании q значение r уменьшается.

После интегрирования последнего уравнения в пределах от 0 до q и от $r_{\text{к}}$ до r найдем:

$$q = \frac{N_{\text{п}} l_{\text{к}}}{x_0} (r_{\text{к}}^2 - r^2) \quad (\text{III, 10})$$

* Этот вид фильтрования иногда не совсем удачно называется «стандартным».

Из уравнений (III, 7) и (III, 9) следует:

$$r_k^2 = \left(\frac{W_{нач}}{BN_{п}} \right)^{1/2} \quad \text{и} \quad r^2 = \left(\frac{W}{BN_{п}} \right)^{1/2}$$

Подставив эти значения r_k^2 и r^2 в уравнение (III, 10) и производя необходимые преобразования, получим:

$$W = [(W_{нач})^{1/2} - Cq]^2 \quad (III, 11)$$

Здесь

$$C = \frac{x_0}{\pi k_k} \left(\frac{B}{N_{п}} \right)^{1/2} \quad (III, 12)$$

Вводя новую постоянную

$$k = \frac{2C}{(W_{нач})^{1/2}} \quad (III, 13)$$

из уравнения (III, 11) найдем:

$$W = W_{нач} \left(1 - \frac{1}{2} kq \right)^2 \quad (III, 14)$$

После замены W на $1/R$ в уравнении (III, 14), как это было сделано в предыдущем случае, можно написать:

$$R = \frac{1}{W_{нач} \left(1 - \frac{1}{2} kq \right)^2} \quad (III, 15)$$

Дифференцируя это уравнение по q , получаем следующее равенство:

$$\frac{dR}{dq} = \frac{k}{W_{нач} \left(1 - \frac{1}{2} kq \right)^3}$$

Принимая во внимание уравнение (III, 15), окончательно можно написать:

$$\frac{dR}{dq} = k (W_{нач})^{1/2} R^{3/2}$$

или

$$\frac{dR}{dq} = k'' R^{3/2} \quad (III, 16)$$

Здесь

$$k'' = k (W_{нач})^{1/2} \quad (III, 17)$$

Равенство (III, 16) показывает, что при фильтровании с постепенным закупориванием пор интенсивность возрастания общего сопротивления по мере увеличения количества фильтрата пропорциональна этому сопротивлению в степени $3/2$; в данном случае общее сопротивление возрастает менее интенсивно, чем при фильтровании с полным закупориванием пор.

Следует отметить, что на основании уравнений (III, 13) и (III, 17) постоянная k'' выражается равенством

$$k'' = 2C \quad (III, 18)$$

Подставляя в это уравнение значение C из уравнения (III, 12) и заменяя значение B по уравнению (III, 8), найдем:

$$k'' = 2 (W_{нач})^{1/2} \left(\frac{x_0}{N_{п} \pi r_k^2} \right) \quad (III, 19)$$

Таким образом, при неизменном значении $W_{нач}$ величина k'' пропорциональна отношению объема осадка, отложившегося в порах, к объему полученного фильтрата и обратно пропорциональна общему объему пор, имеющих на 1 м^2 фильтровальной перегородки.

Заменив в уравнении (III, 14) W на $dq/d\tau$, можно написать:

$$d\tau = \frac{1}{W_{нач}} \left(1 - \frac{1}{2} kq \right)^{-2} dq$$

После интегрирования этого уравнения в пределах от 0 до τ и от 0 до q получим:

$$\tau = \frac{2q}{W_{нач} (2 - kq)}$$

Это уравнение после соответствующих преобразований можно написать в виде:

$$\frac{k}{2} \tau = \frac{\tau}{q} - \frac{1}{W_{нач}} \quad (III, 20)$$

Уравнение (III, 20) используют для определения постоянных k и $W_{нач}$.

Нетрудно видеть, что постоянная k имеет размерность м^{-1} (см. пример 4, стр. 86).

Фильтрация промежуточного вида

При таком процессе интенсивность возрастания общего сопротивления по мере увеличения количества фильтрата меньше, чем для фильтрования с постепенным закупориванием пор, но больше, чем для фильтрования с образованием осадка.

Принимают, что интенсивность возрастания общего сопротивления по мере увеличения количества фильтрата пропорциональна этому сопротивлению:

$$\frac{dR}{dq} = k''' R \quad (III, 21)$$

После интегрирования этого уравнения в пределах от 0 до q и от $R_{ф.п}$ до R находим:

$$\frac{R}{R_{ф.п}} = e^{k''' q}$$

В результате замены R на $1/W$ и $R_{ф.п}$ на $1/W_{нач}$ последнее уравнение принимает вид:

$$\frac{W_{нач}}{W} = e^{k''' q} \quad (III, 22)$$

или

$$W = W_{нач} e^{-k''' q} \quad (III, 23)$$

Подставляя в уравнение (III, 23) вместо W производную $dq/d\tau$ и интегрируя это уравнение в пределах от 0 до τ и от 0 до q , получим:

$$\tau = \frac{1}{W_{нач}} \cdot \frac{e^{k'''q} - 1}{k'''}$$

откуда

$$k''' \tau = \frac{e^{k'''q}}{W_{нач}} - \frac{1}{W_{нач}}$$

Принимая во внимание уравнение (III, 22), окончательно можно написать:

$$\frac{1}{W} = \frac{1}{W_{нач}} + k''' \tau \quad (III, 24)$$

Постоянная k''' имеет размерность m^{-1} .

Сопоставление различных закономерностей фильтрования

Для сопоставления процессов фильтрования с закупориванием пор и образованием осадка преобразуем уравнение (II, 5) следующим образом.

Если принять $S = 1 \text{ м}^2$, заменить V на q и обозначить мгновенную скорость фильтрования (скорость в любой момент процесса) $dq/d\tau$ через W , то уравнение (II, 5) примет вид:

$$W = \frac{\Delta P}{\mu (r_o x_o q + R_{ф. п})} \quad (III, 25)$$

В начальный момент процесса, когда $q = 0$, скорость фильтрования $W_{нач}$ равна:

$$W_{нач} = \frac{\Delta P}{\mu R_{ф. п}} \quad (III, 26)$$

Из уравнений (III, 25) и (III, 26) получим:

$$W = \frac{W_{нач}}{1 + k''' W_{нач} q} \quad (III, 27)$$

Здесь

$$k''' = \frac{\mu r_o x_o}{\Delta P} \quad (III, 28)$$

Числитель правой части последнего равенства характеризует сопротивление осадка в процессе фильтрования, а знаменатель — движущую силу этого процесса.

Постоянная k''' имеет размерность $сек \cdot м^{-2}$ и характеризует интенсивность уменьшения скорости фильтрования по мере увеличения количества фильтрата.

Подставляя в уравнение (III, 27) вместо W величину $1/R$ и дифференцируя по q , найдем:

$$\frac{dR}{dq} = k''' \quad (III, 29)$$

Это равенство показывает, что при фильтровании с образованием осадка интенсивность возрастания общего сопротивления при увеличении количества фильтрата остается постоянной.

Заменяя W в уравнении (III, 27) на $dq/d\tau$ и интегрируя в пределах от 0 до q и от 0 до τ , после преобразований получим:

$$\frac{k'''}{2} q = \frac{\tau}{q} - \frac{1}{W_{нач}} \quad (III, 30)$$

Нетрудно видеть, что, подставляя в последнее выражение значения $W_{нач}$ и k''' из уравнений (III, 26) и (III, 28), мы получим уравнение (II, 24).

Для трех видов фильтрования с закупориванием пор и фильтрования с образованием осадка при постоянной разности давлений выше были выведены уравнения, характеризующие закономерности этих процессов. Уравнения (III, 6), (III, 16), (III, 21) и (III, 29) показывают, что интенсивность возрастания общего сопротивления по мере увеличения количества фильтрата уменьшается при переходе от фильтрования с полным закупориванием пор к фильтрованию с постепенным закупориванием пор, затем к фильтрованию промежуточного вида и, наконец, к фильтрованию с образованием осадка. Наиболее предпочтительным видом процесса является фильтрование с образованием осадка, а наиболее нежелательным — с полным закупориванием пор.

Общее сопротивление состоит из сопротивления чистой фильтровальной перегородки и дополнительного сопротивления. При фильтровании с полным закупориванием пор это дополнительное сопротивление обусловлено твердыми частицами, закупоривающими поры; при фильтровании с постепенным закупориванием пор — твердыми частицами, задержанными в порах; при фильтровании с образованием осадка — частицами, задержанными на поверхности фильтровальной перегородки.

Основные уравнения (III, 4), (III, 20), (III, 24) и (III, 30), при помощи которых можно решать вопрос, к какому виду относится данный процесс фильтрования, дают зависимость между двумя переменными, графически изображаемую прямой линией, поскольку остальные величины, входящие в уравнение, остаются в данных условиях постоянными.

В соответствии с видом процесса фильтрования функциональная зависимость выражается прямой линией в следующих координатах:

Вид фильтрования	Уравнение	Координаты
С полным закупориванием пор . . .	(III, 4)	$q - W$
С постепенным закупориванием пор	(III, 20)	$\tau - \frac{\tau}{q}$
Промежуточный	(III, 24)	$\tau - \frac{1}{W}$
С образованием осадка	(III, 30)	$q - \frac{\tau}{q}$

Сопоставление уравнений с образованием осадка и закупориванием пор фильтровальной перегородки

Функция	Вид фильтрации			
	с полным закупориванием пор	с постепенным закупориванием пор	фильтрация промежуточного вида	с образованием осадка
$\frac{dR}{dq} = f(R)$	$\frac{dR}{dq} = k'R^2$	$\frac{dR}{dq} = k''R^{3/2}$	$\frac{dR}{dq} = k'''R$	$\frac{dR}{dq} = k''''$
$q = f(\tau)$	$q = \frac{W_{нач}}{k'}(1 - e^{-k'\tau})$	$\frac{k\tau}{2} = \frac{\tau}{q} - \frac{1}{W_{нач}}$	$k'''q = \ln(1 + k'''W_{нач}\tau)$	$\frac{k''''q}{2} = \frac{\tau}{q} - \frac{1}{W_{нач}}$
$W = f(\tau)$	$W = W_{нач}e^{-k'\tau}$	$W = W_{нач}\left(1 + \frac{1}{2}k'W_{нач}\tau\right)^{-2}$	$\frac{1}{W} = \frac{1}{W_{нач}} + k'''\tau$	$W = W_{нач}(1 + 2k''''W_{нач}^2\tau)^{-1/2}$
$W = f(q)$	$W = W_{нач} - k'q$	$W = W_{нач}\left(1 - \frac{1}{2}kq\right)^2$	$W = W_{нач}e^{-k'''q}$	$\frac{1}{W} = \frac{1}{W_{нач}} + k''''q$
	$[k'] = \text{сек}^{-1}$	$[k] = \text{сек}^{-1}$	$[k'''] = \text{сек}^{-1}$	$[k'''] = \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$

Для определения вида исследуемого процесса фильтрации находят, какая из четырех указанных функциональных зависимостей при графическом изображении дает прямую линию. Если, например, при нанесении экспериментальных данных в координатах $q - \tau/q$ полученные точки располагаются на одной прямой, это значит, что исследуемый процесс является фильтрованием с образованием осадка; если прямая получается в координатах $\tau - \tau/q$, происходит фильтрование с постепенным закупориванием пор.

Следует отметить, что при изучении зависимости τ/q от q или τ получаются более точные экспериментальные данные, чем при исследовании зависимостей W от q или $1/W$ от τ . Это объясняется тем, что в условиях опыта W по своему существу является дифференциальной величиной, а q и τ представляют собой конечные величины.

Кроме четырех основных уравнений, для рассмотренных видов фильтрации путем соответствующих преобразований можно вывести другие уравнения, выражающие зависимость между различными переменными [6, 80].

Эти уравнения в их окончательном виде, а также зависимости $dR/dq = f(R)$ приведены в табл. 1. Основные уравнения взяты в рамку.

В заключение можно отметить, что фильтрование с полным закупориванием пор и фильтрование с образованием осадка являются, по-видимому, предельными случаями в ряду возможных видов фильтрации. Это подтверждается следующим соображением. В реальных условиях трудно представить процесс, при котором одна твердая частица суспензии закрывает сразу несколько пор фильтровальной перегородки или возможно создание более благоприятных условий процесса, чем при фильтровании с образованием осадка.

Таким образом, можно сделать вывод, что все виды фильтрования, которые могут встретиться на практике, характеризуются общей закономерностью

$$\frac{dR}{dq} = kR^b \quad (\text{III}, 31)$$

Здесь b изменяется от 2 до 0.

ПРОЦЕССЫ ПРИ ПОСТОЯННОЙ СКОРОСТИ

Фильтрация с постепенным закупориванием пор фильтровальной перегородки на практике встречается достаточно часто и проявляется относительно четко. В связи с этим целесообразно рассмотреть закономерности процесса фильтрации с постепенным закупориванием пор также при постоянной скорости [306].

Допустим, как и при анализе процесса при постоянной разности давлений, что на 1 м^2 поверхности фильтрования находится $N_{\text{п}}$ одинаковых цилиндрических капилляров радиусом $r_{\text{к}}$ и длиной

l_k . Примем также, что в процессе фильтрования на стенках капилляров вследствие механического торможения или адсорбции постепенно откладывается равномерный слой осадка, уменьшающий радиус капилляров. В данном случае фильтрование осуществляется при возрастающей разности давлений ΔP , компенсирующей увеличение сопротивления фильтровальной перегородки по мере закупоривания ее пор.

При наличии отлагающегося в порах сжимаемого осадка повышение разности давлений приводит к постепенному уменьшению его пористости, что сопровождается возрастанием удельного сопротивления отложившегося осадка и уменьшением отношения его объема к объему фильтрата. Однако влиянием сжимаемости осадка на закономерности процесса можно пренебречь без заметного уменьшения их точности. Это объясняется тем, что жидкая фаза суспензии перемещается в основном через свободные поперечные сечения пор, минуя осадок, а отношение его объема к объему фильтрата x_0 изменяется с изменением разности давлений относительно мало даже для сильно сжимаемых осадков.

Из уравнения Гагена — Пуазейля (III, 1) и равенства (III, 2), заменив $W_{нач}$ на постоянное значение скорости фильтрования W и постоянную величину ΔP на начальное значение разности давлений $\Delta P_{нач}$, получим:

$$W = B' \Delta P_{нач} N_{\pi} r_k^4 \quad (III, 32)$$

Здесь

$$B' = \frac{\pi}{8 \mu l_k} \quad (III, 33)$$

В процессе фильтрования радиус капилляров r_k вследствие отложения осадка уменьшится до величины r , а необходимая разность давлений возрастет с $\Delta P_{нач}$ до ΔP , в результате чего скорость фильтрования W останется постоянной.

Аналогично предыдущему

$$W = B' \Delta P N_{\pi} r^4 \quad (III, 34)$$

Принимая во внимание, что при прохождении dq жидкости на стенках капилляров отложится осадок в количестве $x_0 dq$ и толщина его слоя в каждом капилляре увеличится на dr , можно написать:

$$x_0 dq = -N_{\pi} \cdot 2\pi r l_k dr \quad (III, 35)$$

Интегрируя уравнение (III, 35) в пределах от 0 до q и от r_k до r , получим:

$$q = \frac{N_{\pi} \pi l_k}{x_0} (r_k^2 - r^2) \quad (III, 36)$$

Заменив в уравнении (III, 36) r_k и r их значениями из уравнений (III, 32) и (III, 34), найдем:

$$q = \frac{N_{\pi} \pi l_k}{x_0} \left[\left(\frac{W}{B' \Delta P_{нач} N_{\pi}} \right)^{1/2} - \left(\frac{W}{B' \Delta P N_{\pi}} \right)^{1/2} \right] \quad (III, 37)$$

или

$$q = \frac{\pi l_k}{x_0} \left(\frac{W N_{\pi}}{B'} \right)^{1/2} \left[\left(\frac{1}{\Delta P_{нач}} \right)^{1/2} - \left(\frac{1}{\Delta P} \right)^{1/2} \right] \quad (III, 38)$$

С учетом того, что $q = W\tau$, уравнение (III, 38) можно написать в виде:

$$C\tau = \left(\frac{1}{\Delta P_{нач}} \right)^{1/2} - \left(\frac{1}{\Delta P} \right)^{1/2} \quad (III, 39)$$

Здесь

$$C = \frac{x_0}{\pi l_k} \left(\frac{W B'}{N_{\pi}} \right)^{1/2} \quad (III, 40)$$

Уравнение (III, 39) в координатах τ — $[(1/\Delta P_{нач})^{1/2} - (1/\Delta P)^{1/2}]$ является уравнением прямой линии, проходящей через начало координат и наклоненной к горизонтальной оси под углом, тангенс которого равен C . Таким образом, если на основании опытных данных, полученных при постоянной скорости процесса, может быть построена в указанных координатах прямая линия, проходящая через начало координат, это означает, что происходит фильтрование с постепенным закупориванием пор. При $\tau = 0$ величина $\Delta P = \Delta P_{нач}$, что соответствует существованию рассматриваемого процесса.

Продолжительность фильтрования, отвечающая полному закупориванию пор при $\Delta P \rightarrow \infty$, можно определить из равенства:

$$\tau = \frac{1}{C} \left(\frac{1}{\Delta P_{нач}} \right)^{1/2} \quad (III, 41)$$

Для более ясного выражения зависимости разности давлений от продолжительности фильтрования уравнение (III, 39) целесообразно написать в виде:

$$\Delta P = \frac{1}{(A - C\tau)^2} \quad (III, 42)$$

Здесь

$$A = \left(\frac{1}{\Delta P_{нач}} \right)^{1/2} \quad (III, 43)$$

ОБЩЕНЫЕ УРАВНЕНИЯ

Прежде всего следует заметить, что при разделении суспензий с малым содержанием твердых частиц возможны случаи, когда по истечении некоторого времени изменяются параметры процесса или один вид фильтрования переходит в другой. В частности, процесс с постепенным закупориванием пор может перейти в процесс с образованием осадка. В таких случаях для разных частей процесса закономерности его должны определяться отдельно, в соответствии с уравнениями, приведенными в табл. 1.

Однако, как установлено практикой, существуют промежуточные процессы, которые не соответствуют этим уравнениям. Можно предположить, что возникновение таких процессов в некоторой степени обусловлено одновременным закупориванием пор одной

частицей и постепенным закупориванием их многими частицами или одновременным закупориванием пор многими частицами и образованием сводиков над входами в поры. Анализ имеющихся данных не позволяет допустить, что указанные явления протекают в чистом виде в соответствии с уравнениями, приведенными в табл. 1, и полностью объясняют возникновение промежуточных процессов. Более вероятно объяснить существование промежуточных процессов одновременным влиянием также и ряда других факторов, в частности деформацией пор перегородки при течении сквозь них жидкости и оседанием твердых частиц суспензии.

Применительно к процессам разделения суспензии при постоянной разности давлений, исходя из соотношения (III, 31), выведены [402] обобщенные уравнения. Принято, что показатель степени b в этом уравнении может иметь любые значения в пределах от 2 до 0, а коэффициент пропорциональности k характеризует сопротивление потоку фильтрата и сохраняет постоянную величину для данного процесса фильтрования.

Из уравнения (III, 31) можно получить в общем виде зависимости $q = f(\tau)$, $W = f(\tau)$ и $W = f(q)$ аналогично уравнениям, приведенным в табл. 1 для частных случаев.

Так, после разделения переменных в уравнении (III, 31), интегрирования в пределах от $R_{ф.п}$ до R и от 0 до q с последующей заменой $R_{ф.п}$ на $1/W_{нач}$ и R на $1/W$ и решения полученного уравнения относительно W найдем для всего интервала $2 > b > 0$ (кроме $b = 1$):

$$W = [W_{нач}^{b-1} + (1-b)kq]^{1/b-1} \quad (III, 44)$$

Для $b = 1$ получается ранее выведенное уравнение (III, 23); при подстановке $b = 1$ в уравнение (III, 44) возникает неопределенность вида 1^∞ . При подстановке в уравнение (III, 44) вместо b величин 2, $3/2$ и 0 получаются, как и следовало ожидать, ранее выведенные соотношения $W = f(q)$ для трех видов фильтрования*, помещенные в табл. 1.

После замены в соотношении (III, 44) значения W на $dq/d\tau$, разделения переменных, интегрирования обычными способами в пределах от 0 до q и от 0 до τ и решения полученного уравнения относительно q имеем для всего интервала $2 > b > 0$ (кроме $b = 2$):

$$q = \frac{1}{(b-1)k} \left\{ W_{нач}^{b-1} - [W_{нач}^{b-2} - (b-2)k\tau]^{b-1} \right\} \quad (III, 45)$$

При $b = 2$ получается зависимость $q = f(\tau)$, соответствующая фильтрованию с полным закупориванием пор и помещенная в табл. 1; при подстановке $b = 2$ в уравнение (III, 45) получается выражение, включающее неопределенность вида 1^∞ .

* Для фильтрования с постепенным закупориванием пор получается уравнение (III, 11), которое идентично уравнению (III, 14), помещенному в табл. 1.

После дифференцирования уравнения (III, 45) по q , замены $d\tau/dq$ на $1/W$ и необходимых преобразований получим для всего интервала $2 > b > 0$, кроме $b = 2$:

$$W = [W_{нач}^{b-2} - (b-2)k\tau]^{1/b-2} \quad (III, 46)$$

Для $b = 2$ из упомянутой выше зависимости $q = f(\tau)$ тем же путем получается соотношение $W = f(\tau)$, соответствующее фильтрованию с полным закупориванием пор и также помещенное в табл. 1; при подстановке $b = 2$ в уравнение (III, 46) получается неопределенность вида 1^∞ .

При подстановке в уравнение (III, 46) вместо b величин $3/2$, 1 и 0 получают, как и следовало ожидать, уже известные уравнения для частных видов фильтрования.

Следует иметь в виду, что общие уравнения фильтрования (III, 44) — (III, 46) могут рассматриваться только как эмпирические соотношения, не имеющие определенного физического смысла. Не исключена возможность, что в отдельных случаях закономерность фильтрования может быть выражена более сложной зависимостью, если вместо равенства (III, 31) окажется необходимым рассматривать, например, равенство вида

$$\frac{dR}{dq} = a + kR^b \quad (III, 47)$$

где a — постоянная.

ВЛИЯНИЕ СКОРОСТИ ОСАЖДЕНИЯ И КОНЦЕНТРАЦИИ ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ СУСПЕНЗИИ НА ВИД ФИЛЬТРОВАНИЯ

Фильтрование с закупориванием пор наблюдается при следующих условиях:

- а) относительно небольшой размер твердых частиц;
- б) значительная вязкость жидкой фазы суспензии;
- в) небольшая концентрация твердых частиц в суспензии.

Размер частиц и вязкость жидкой фазы определяют скорость осаждения твердых частиц в суспензии под действием силы тяжести, причем эта скорость тем меньше, чем меньше размер твердых частиц и чем значительнее вязкость жидкой фазы.

Для изучения влияния указанных двух факторов были проведены опыты [82] по фильтрованию при постоянной разности давлений с использованием в качестве жидкой фазы воды, глицерина, керосина и различных масел, причем вязкость жидкой фазы изменялась в пределах $(1 \div 1250) \cdot 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$ (несколько опытов проведено с медно-аммиачными прядильными растворами, имеющими вязкость до $11650 \cdot 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$ и содержащими волокна целлюлозы и частицы гидроокиси меди); в качестве твердой фазы применяли каолин, диатомит, двуокись титана, стекло, сажу, активированный уголь с размером частиц от 0,5 до 50 мкм.

Концентрация суспензии в большинстве опытов составляла 10—50 $\text{мг} \cdot \text{см}^{-3}$. В качестве фильтровальной перегородки использовали ткань из хлорина (перхлорвинилового волокна), которую помещали на горизонтальную опорную перегородку фильтра. На основании опытных данных строили кривые в координатах $q - \tau/q$ и $\tau - \tau/q$. По характеру полученных кривых, как указывалось ранее, устанавливали вид процесса фильтрования. Было найдено, что в описанных условиях наблюдаются фильтрование с постепенным закупориванием пор, фильтрование промежуточного вида (в данном случае в обеих системах координат получаются кривые линии) и фильтрование с образованием осадка.

Анализ условий, при которых осуществляется тот или иной вид процесса фильтрования, показал, что решающее значение имеет отношение скорости фильтрования к скорости осаждения твердых частиц в суспензии под действием силы тяжести:

$$\Pi = \frac{W}{W_{\text{ос}}}$$

Оказалось, что для фильтрования с постепенным закупориванием пор $\Pi > 1000$, для фильтрования промежуточного вида $100 < \Pi < 1000$ и для фильтрования с образованием осадка $\Pi < 100$.

Из рассмотренной работы следует, что для фильтрования с закупориванием пор характерна малая скорость осаждения твердых частиц в суспензии по сравнению со скоростью фильтрования.

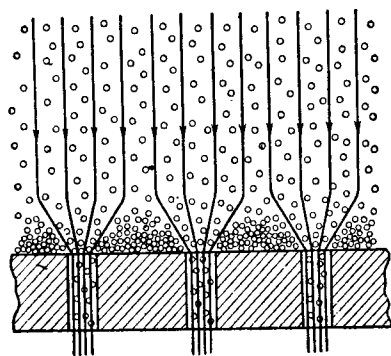


Рис. III-1. Образование сводиков над входами в поры (предварительное накопление твердых частиц вокруг входов в поры).

Для объяснения влияния скорости осаждения и концентрации на вид процесса фильтрования может быть предложена гипотеза о накоплении твердых частиц на горизонтальной фильтровальной перегородке вокруг входов в ее поры. На рис. III-1 схематично показано движение жидкости, содержащей взвешенные твердые частицы, над фильтровальной перегородкой и в ее порах. Из рисунка видно, что непосредственно у поверхности фильтровальной перегородки, на участках между ее порами, образуются «застойные» зоны, в которых создаются условия, благоприятствующие осаждению твердых частиц на поверхности фильтровальной перегородки. После накопления в этих зонах достаточного количества твердых частиц они начинают перемещаться под влиянием проходящих поблизости струй жидкости по направлению к входам в поры; в результате

этого возникают условия для образования сводиков над входами в поры.

Чем больше скорость осаждения твердых частиц по сравнению со скоростью фильтрования, тем благоприятнее условия для образования сводиков. Увеличение концентрации твердых частиц в суспензии также способствует накоплению твердых частиц в «застойных» зонах с последующим образованием сводиков. Таким образом, по мере увеличения скорости осаждения твердых частиц и повышения их концентрации в суспензии создаются все более благоприятные условия для фильтрования с образованием осадка; при уменьшении скорости осаждения и концентрации создаются все более благоприятные условия для фильтрования с постепенным закупориванием пор.

На основании высказанной гипотезы можно считать возможным переход от фильтрования с закупориванием пор к фильтрованию с образованием осадка, если суспензию, содержащую медленно осаждающиеся твердые частицы в небольшой концентрации, перед фильтрованием в течение некоторого времени выдержать над горизонтальной фильтровальной перегородкой. Это время должно быть достаточным для накопления в зонах между порами твердых частиц, осаждающихся под действием силы тяжести.

Высказанная гипотеза, относится только к случаю, когда направления действия силы тяжести и движения фильтрата совпадают. При несовпадении этих направлений описанные выше явления значительно усложняются.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ РАБОТЫ ПО ИЗУЧЕНИЮ ПРОЦЕССА ФИЛЬТРОВАНИЯ С ЗАКУПОРИВАНИЕМ ПОР

Проведены исследования процесса фильтрования с полным закупориванием пор и работы по изучению влияния концентрации суспензии на вид фильтрования [83, 84]. Исследовались суспензии: сферических частиц полиметилметакрилата диаметром 280—360 мкм с содержанием 8—16 частиц в 1 дм^3 смеси бензола и четыреххлористого углерода; сферических частиц полистирола диаметром 310—470 мкм с содержанием 2—3500 частиц в 1 дм^3 воды; частиц активированного угля размером от 0 до 220 мкм в воде с содержанием $0,5 \cdot 10^{-5}$ — $10 \cdot 10^{-5}$ $\text{мг} \cdot \text{см}^{-3}$. Горизонтальные и вертикальные фильтровальные перегородки представляли собой никелевые пластинки толщиной 0,1 мм с 400—467 круглыми отверстиями диаметром 260—280 мкм на 1 см^2 и нейлоновые ткани толщиной 0,11 мм с 1750—4000 квадратными отверстиями размером 15—80 мкм на 1 см^2 . Для суспензий полиметилметакрилата и полистирола использовались никелевые пластинки, а для суспензий активированного угля — нейлоновые ткани. Таким образом, соблюдались условия, чтобы при фильтровании размер твердых частиц суспензии был больше размера пор фильтровальной перегородки. Благодаря этому при небольших концентрациях суспензии возможен процесс фильтрования с полным закупориванием пор, когда твердая частица увлекается струйкой жидкости к отверстию поры и закрывает это отверстие (рис. III-2).

Для процесса фильтрования с закупориванием пор получено общее уравнение

$$\frac{R}{R_{\text{ф. п}}} = \left(\frac{kN_{\text{п}}}{kN_{\text{п}} - \frac{g_{\text{ос}}}{a}} \right)^{s_0} \quad (\text{III, 48})$$

где g_{oc} — вес твердых частиц, находящихся на 1 м^2 фильтровальной перегородки;

a — вес одной твердой частицы;

k и s_0 — постоянные в данных условиях опыта.

Для процесса фильтрования с полным закупориванием пор $k = s_0 = 1$ и уравнение (III, 48) принимает вид:

$$\frac{R}{R_{ф.п}} = \frac{N_{п}}{N_{п} - \frac{g_{oc}}{a}} \quad (\text{III, 49})$$

Отношение g_{oc}/a выражает число твердых частиц, находящихся на 1 м^2 фильтровальной перегородки, а разность $N_{п} - g_{oc}/a$ соответствует числу незакрытых пор, находящихся на той же единице площади. Поскольку $R_{ф.п}$ и $N_{п}$

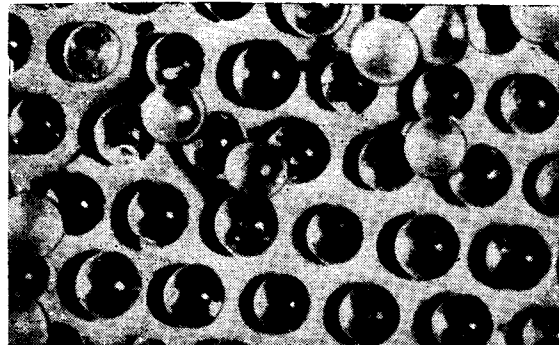


Рис. III-2. Расположение сферических частиц полистирола на никелевой перфорированной пластинке при фильтровании с полным закупориванием пор.

в данных условиях постоянны, уравнение (III, 49) показывает, что сопротивление фильтровальной перегородки, в которой часть пор закрыта частицами осадка, обратно пропорционально числу незакрытых пор. Такой же результат получается при делении уравнения (III, 2) на уравнение (III, 3) с последующей заменой отношения $W_{наг}/W$ на $R/R_{ф.п}$.

Для процесса фильтрования с постепенным закупориванием пор k больше 1 и s_0 больше 1, причем k и s_0 возрастают с увеличением концентрации и зависят от формы пор и твердых частиц. Эти зависимости проявляются более резко при разделении полидисперсных суспензий.

При увеличении концентрации суспензии фильтрование с закупориванием пор постепенно переходит в фильтрование с образованием осадка.

Исследовано [85] течение начальной стадии фильтрования с образованием осадка при переходных концентрациях суспензии. Для этого использовались суспензии частиц активированного угля и окиси алюминия, а также стеклянных шариков в воде; размер твердых частиц суспензии составлял 2—300 мкм , а концентрация c суспензий изменялась в пределах 0,1—1 $\text{мг} \cdot \text{дм}^{-3}$. В качестве фильтровальных перегородок применялись ткани с 4000 отверстий на 1 см^2 .

Плотность укладки частиц в осадке зависит от числа частиц, достигающих устья поры за один и тот же интервал времени.

На основании полученных данных установлено, что удельное сопротивление r_1 тонкого слоя осадка, образующегося в начальной стадии процесса, зависит от начальной скорости фильтрования и концентрации суспензии; при этом возра-

стание величины обоих упомянутых параметров приводит к уменьшению значения r_1 . При одной и той же начальной скорости фильтрования справедливо уравнение:

$$\frac{r_1 - r_{\infty}}{r_2 - r_{\infty}} = e^{-\frac{b(c-c_0)}{a \cdot N_{п}}} \quad (\text{III, 50})$$

Здесь r_2 — удельное сопротивление при некоторой определенной концентрации c_0 , соответствующей переходу от фильтрования с закупориванием пор к фильтрованию с образованием осадка;

r_{∞} — наименьшее предельное значение удельного сопротивления при концентрации $c \rightarrow \infty$;

b — коэффициент пропорциональности.

Экспериментальные данные, соответствующие уравнению (III, 50), показаны на рис. III-3, из которого видно, что удельное сопротивление осадка в исследованных условиях быстро уменьшается с увеличением концентрации суспензии.

Закономерности фильтрования с закупориванием пор тесно связаны с особенностями структуры и свойств фильтровальных перегородок. В работе, посвященной этому вопросу [86], методом введения ртути в поры фильтровальных перегородок исследовалось распределение пор в полотняных, хлопчатобумажных и нейлоновых тканях, в фетре, в перегородках из спекшихся и спрессованных металлических порошков. Кроме того, проведены опыты по осветлению малоконцентрированных суспензий карбонила железа, взвешенного в смеси глицерина и воды. Были выведены уравнения фильтрования с постепенным закупориванием пор при постоянной разности давлений и постоянной скорости процесса, в которых учтены факторы, характеризующие структуру фильтровальной перегородки.

Основные выводы, полученные в результате этой работы, сводятся к следующему.

Общий объем пор в тканях складывается из объемов пор между нитями и между волокнами, причем объем пор между волокнами составляет 30—50% от общего объема пор. При отделке тканей на каландрах уменьшается главным образом объем пор между нитями. В фетре имеются поры только между волокнами, причем по размерам они распределяются в более широких пределах, чем поры между волокнами в тканях. Распределение пор по размерам в спекшихся и спрессованных порошках характеризуется более узкими пределами по сравнению с распределением пор между волокнами в тканях и фетре.

Для всех исследованных фильтровальных перегородок первой стадией процесса при осветлении малоконцентрированных суспензий является фильтрование с постепенным закупориванием пор. Эта стадия заканчивается по достижении определенного отношения объема твердых частиц, задержавшихся в порах, к объему самих пор, после чего наступает стадия фильтрования с образованием осадка. Удельное сопротивление тонкого первоначального слоя осадка может быть значительно больше или меньше действительного удельного сопротивления осадка, что объясняется влиянием структуры пор фильтровальной перегородки.

Была исследована [87] взаимозависимость между удельным объемом сопротивления осадка r_0 и сопротивлением ткани $R_{ф.п}$ при наличии в ее порах твердых частиц. Установлено, что для сжимаемых осадков отношение $R_{ф.п}/r_0$ при изменении разности давлений остается постоянным. Отмечено, что при правильной организации процесса фильтрования это отношение не должно превышать 10^{-3} м , т. е. сопротивление фильтровальной ткани не должно быть больше сопротивления слоя осадка толщиной 1 мм .



Рис. III-3. Зависимость удельного сопротивления осадка от концентрации при разделении малоконцентрированных суспензий.

Существует несколько способов оценки задерживающей способности фильтровальных перегородок по отношению к твердым частицам суспензии, например определение размеров пор перегородки под микроскопом, фильтрование сквозь перегородку водной суспензии частиц полистирола определенного размера, исследование проницаемости перегородки по отношению к воздуху. Описан также способ оценки задерживающей способности фильтровальной бумаги, фетра и волокнистых материалов на основании данных о их пористости, проницаемости по отношению к воде, степени мутности фильтрата [88].

Описаны способы определения следующих величин: постоянной k в уравнении фильтрования с закупориванием пор, начальной скорости фильтрования, продолжительности срока службы фильтровальной перегородки и степени очистки фильтруемой жидкости [89].

Рассмотрено фильтрование относительно вязких жидкостей, содержащих небольшое количество частиц неправильной формы размером менее 1 мкм [287]. Найдено, что тщательная очистка жидкостей при неоднократной циркуляции сквозь плотную фильтровальную перегородку не приводит к полному удалению частиц из фильтрата, поскольку в него попадают частицы, образовавшиеся в результате механического разрушения более крупных агрегатов, а также частицы, образовавшиеся из материала фильтровальной перегородки.

Наблюдаются отклонения от приведенных выше закономерностей фильтрования с закупориванием пор, обусловленные различными причинами [288], в частности набуханием материала фильтровальной перегородки в процессе фильтрования, неньютоновским характером движения жидкости (например, вискозы), особенностями распределения пор в фильтровальной перегородке. Отклонения могут быть вызваны также непостоянством во время опытов разности давлений и особенно температуры, сильно влияющей на вязкость. По истечении определенного времени набухание материала фильтровальной перегородки прекращается и она достигает стабильного состояния.

При очистке сахарных растворов, загрязненных небольшим количеством примесей, в частности карбонатом кальция, установлена [289] эмпирическая зависимость, в соответствии с которой логарифм отношения скоростей фильтрования загрязненного и чистого сахарных растворов пропорционален концентрации примесей в растворе. Однако наблюдаются значительные отклонения от этой зависимости.

Отмечается большое влияние на процесс разделения малоконцентрированных суспензий распределения твердых частиц по толщине фильтровальной перегородки [290]. При достаточной толщине ее наблюдается задержание твердых частиц в основном в том слое фильтровальной перегородки, который соприкасается с разделяемой суспензией. В этой связи целесообразно упомянуть о результатах экспериментального исследования [307] закономерностей разделения полидисперсного аэрозоля при помощи фильтровальной перегородки, состоящей из кварцевого песка с размером частиц 1—3 мм.

В качестве пыле-газового потока использовались отходящие дымовые газы мартеновских печей, содержащие плавильную пыль концентрацией в среднем около $4 \text{ мг} \cdot \text{м}^{-3}$; размер частиц пыли до 2 мкм. При прохождении пыле-газового потока через фильтровальную перегородку, толщина которой составляла несколько сантиметров, по истечении 30—40 сек от начала фильтрования на глубине 5—6 мм от поверхности перегородки возникала узкая горизонтальная полоска, которая была окрашена в характерный для правильной пыли буро-коричневый цвет. Эта полоска с течением времени расширялась в направлении к поверхности фильтровальной перегородки до тех пор, пока не заполняла весь ее лобовой слой. При этом окрашенный слой почти не распространялся в более глубокие зоны перегородки. На основании полученных сведений высказана гипотеза, объясняющая появление первичной горизонтальной полоски торможением частиц пыли в порах лобового слоя фильтровальной перегородки, в результате чего концентрация указанных частиц в порах повышалась до тех пор, пока не создавались благоприятные условия для образования сводиков. Это предотвращало проникание частиц пыли в более глубокие слои фильтровальной перегородки.

Закономерности разделения аэрозолей нельзя перенести непосредственно на процессы разделения малоконцентрированных суспензий, однако сведения, приведенные выше, можно использовать при исследовании процесса фильтрования с закупориванием пор фильтровальной перегородки.

Для возможного уточнения сложных закономерностей фильтрования с закупориванием пор проведены исследования на модельных системах, воспроизводящих в увеличенном масштабе процессы разделения малоконцентрированных суспензий, содержащих токодисперсные твердые частицы.

Исследован [291] процесс задерживания сферических частиц диаметром 70—350 мкм при прохождении суспензии через слой шариков диаметром 2—3 мм. Найдено, что концентрация частиц в слое шариков зависит от концентрации частиц в суспензии, отношения диаметров частиц и шариков и пористости слоя. Установлено, что при упомянутом отношении более 0,12 слой шариков закупоривается быстро и необратимо; при меньших значениях этого отношения слой шариков можно регенерировать.

Изучен [292] процесс разделения суспензии сферических и угловатых частиц полистирола и частиц кварцевого песка с концентрацией 0,1—0,2 объемн. %. Суспензия под действием силы тяжести проходила через модель фильтровальной перегородки, состоящей из нескольких расположенных один над другим рядов параллельных стержней; стержни каждого вышележащего ряда размещались над щелями между стержнями нижележащего; стержни имели прямоугольное поперечное сечение. В результате такого расположения стержней образовывались вертикальные щели с поперечным сечением $3 \times 6 \text{ мм}$ и горизонтальные щели с поперечным сечением $3 \times 3 \text{ мм}$. Размер частиц суспензии составлял $1/10$ — $1/3$ от минимального размера щелей.

Установлено, что осаждение сферических частиц под действием силы тяжести начинается на нижних поверхностях горизонтальных щелей при скоростях суспензии, меньших некоторого определенного значения. При уменьшении поперечного сечения горизонтальной щели вследствие отклонения в ней частиц скорость жидкости возрастает выше упомянутого значения, отложение частиц прекращается и устанавливается стационарное состояние. В случае угловатых частиц происходит полное закупоривание некоторых щелей. Наиболее склонны к закупориванию верхние щели модели. При увеличении размера частиц наблюдается образование осадка. На основании полученных экспериментальных результатов выполнен теоретический анализ процесса фильтрования с постепенным закупориванием пор и получены уравнения для определения падения давления и концентрации твердых частиц.

При оценке результатов исследования процесса фильтрования с закупориванием пор на увеличенных моделях следует помнить, что в действительных процессах значительную роль играют поверхностные явления; это обусловлено малыми размерами частиц суспензии и пор фильтровальной перегородки.

Ранее выполненное исследование [291] продолжено [403] с использованием модели фильтровальной перегородки в виде слоя стеклянных шариков или цилиндров диаметром 2—3 мм, расположенных в шахматном или коридорном порядке, а также суспензий полистирольных шариков в смеси бензола и тетрагидроэтана. Получены данные о зависимости задерживающей способности перегородки от отношения диаметра частиц суспензии к расстоянию между элементами перегородки, способа их расположения, концентрации суспензии и числа Рейнольдса.

Исследовано [404] действие фильтров с толстыми фильтровальными перегородками (глубинные фильтры) из стеклянных шариков или песка применительно к разделению коллоидных и флокулированных суспензий гидроксида железа при отношении размера пор к размеру частиц порядка 10^2 — 10^4 . Рассмотрены процессы адсорбции частиц на поверхности пор в связи с электрокинетическими явлениями и действием сил Ван-дер-Ваальса. В частности, найдено, что процесс адсорбции коллоидных частиц описывается соотношением, аналогичным уравнению изотермы Фрейндлиха. Даны зависимости, определяющие количество частиц, задержанных фильтровальной перегородкой.

Рассмотрены математические модели течения суспензий в пористых средах и получена система уравнений, описывающая перенос частиц, а также кинетику накопления и вымывания частиц [405].

Применительно к глубинному фильтрованию рассмотрены закономерности течения суспензий в пористых средах [406], в частности вопрос о размывании осадка из тонкодисперсных частиц в порах фильтровальной перегородки. Отмечено несовершенство модели фильтрования с постепенным закупориванием пор ввиду возможности закупоривания их в узких сечениях отдельными частицами.

Из теоретического и экспериментального материала, изложенного в данной главе, следует, что процессы фильтрования с закупориванием пор фильтровальной перегородки отличаются значительной сложностью. В настоящее время не представляется возможным дать исчерпывающие указания о методиках анализа и расчета этих процессов во всех случаях. Применительно к каждому исследуемому процессу фильтрования с закупориванием пор надлежит использовать уже известные закономерности с учетом вероятных отклонений в соответствии с особенностями процесса. Такое использование этих закономерностей должно основываться на правильном понимании явлений, происходящих при отложении твердых частиц суспензии в порах фильтровальной перегородки.

ПРИМЕРНЫЕ РАСЧЕТЫ

Пример 4 [82]. Медно-аммиачный прядильный раствор отделяется от волокон целлюлозы фильтрованием через ткань из хлорина при определенных условиях. Для тех же условий предварительно установлено, что при значениях $k = 26,2 \text{ м}^{-1}$ и $W_{\text{нач}} = 0,333 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$ происходит фильтрование с постепенным закупориванием пор. Вычислить объем фильтрата, после прохождения которого наступает окончательное закупоривание пор ткани, а также построить кривые зависимостей средней скорости фильтрования от продолжительности процесса и от объема полученного фильтрата.

Решение

1. Найдем объем фильтрата, полученного до окончательного закупоривания пор ткани: При окончательном закупоривании пор ткани фильтрование прекращается и мгновенная скорость фильтрования W становится равной нулю. Используем уравнение, выражающее зависимость W от объема фильтрата q (табл. 1, стр. 74).

$$W = W_{\text{нач}} \left(1 - \frac{1}{2} kq \right)^2$$

Обозначив предельное значение q через $q_{\text{пред}}$ и приняв $W = 0$, из этого уравнения получим:

$$q_{\text{пред}} = \frac{2}{k} = \frac{2}{26,2} = 0,076 \text{ м}$$

Таким образом, фильтрование должно прекратиться после того, как будет получено $0,076 \text{ м}^3$ фильтрата с 1 м^2 фильтровальной поверхности. Однако не следует забывать, что в соответствии с уравнением (табл. 1)

$$W = W_{\text{нач}} \left(1 + \frac{1}{2} k W_{\text{нач}} \tau \right)^{-2}$$

величина $W = 0$ может быть достигнута только при условии, что τ принимает бесконечно большое значение.

2. Построим кривую, выражающую зависимость средней скорости фильтрования от продолжительности процесса (в дальнейшем при решении этого примера под средней скоростью фильтрования будем понимать отношение q/τ).

Из основного уравнения (III, 20) непосредственно следует:

$$\frac{q}{\tau} = \frac{1}{\frac{1}{2} k \tau + \frac{1}{W_{\text{нач}}}}$$

Подставив в это уравнение значения k и $W_{\text{нач}}$, получим:

$$\frac{q}{\tau} = \frac{1}{13,1 \tau + 3 \cdot 10^3}$$

Принимая ряд значений τ , можно вычислить соответствующие им значения q/τ . Из графика (рис. III-4) видно, что средняя скорость фильтрования с частичным закупориванием пор быстро уменьшается в самом начале процесса.

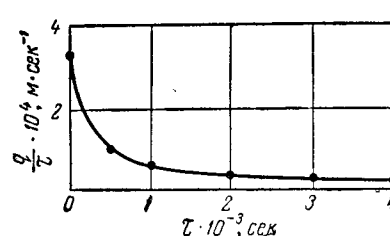


Рис. III-4. Зависимость средней скорости фильтрования от продолжительности процесса (к решению примера 4).

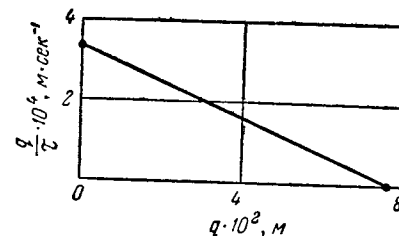


Рис. III-5. Зависимость средней скорости фильтрования от объема полученного фильтрата (к решению примера 4).

3. Построим кривую, выражающую зависимость средней скорости фильтрования от объема полученного фильтрата. Решая основное уравнение (III, 20) относительно τ , получим:

$$\tau = \frac{q}{W_{\text{нач}} \left(1 - \frac{1}{2} kq \right)}$$

откуда

$$\frac{q}{\tau} = W_{\text{нач}} - \frac{1}{2} W_{\text{нач}} kq$$

Из последнего уравнения видно, что зависимость средней скорости фильтрования от объема полученного фильтрата выражается прямой линией.

Такая прямая построена на рис. III-5 по двум точкам на основании следующих соображений:

при приближении величины q к 0 величина q/τ приближается к $W_{\text{нач}} = 0,333 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$;

при $q = q_{\text{пред}} = \frac{2}{k} = 0,076 \text{ м}$ величина $q/\tau = 0$.

ГЛАВА IV

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОСТОЯННЫХ В УРАВНЕНИЯХ ФИЛЬТРОВАНИЯ

Величины, входящие в рассмотренные выше уравнения фильтрации, в данных условиях можно подразделить на постоянные и переменные.

Во всех случаях переменными величинами являются объем фильтрата и продолжительность фильтрации.

В целях упрощения постоянными величинами обычно принимают сопротивление фильтровальной перегородки и отношение объема осадка к объему фильтрата в уравнениях фильтрации как с образованием осадка, так и с закупориванием пор. При наличии сжимаемых пористых сред в качестве постоянных используют средние значения этих величин. Такое допущение значительно упрощает расчеты без существенного уменьшения их точности.

Для процесса фильтрации при постоянной разности давлений, сопровождающегося образованием несжимаемого или сжимаемого осадка, удельное сопротивление его будет постоянным. Для процесса фильтрации при постоянной скорости, сопровождающегося образованием несжимаемого осадка, его удельное сопротивление будет, конечно, также постоянным; в случае сжимаемого осадка его удельное сопротивление возрастает с увеличением разности давлений.

Для процессов фильтрации с закупориванием пор, кроме сопротивления фильтровальной перегородки, выражаемого начальной скоростью фильтрации, постоянными будут также коэффициенты, характеризующие интенсивность закупоривания пор.

В дальнейшем постоянные в уравнениях фильтрации для краткости называются постоянными фильтрации.

Здесь следует отметить, что удельное сопротивление осадка зависит не только от разности давлений во время фильтрации, но и от концентрации разделяемой суспензии. Поэтому опыты по определению удельного сопротивления осадка должны производиться при неизменной концентрации суспензии. Зависимость этого сопротивления от концентрации суспензии рассматривается подробнее в следующей главе.

В практическом отношении определение постоянных фильтрации необходимо:

а) при установлении влияния различных условий получения суспензии на ее свойства с целью повышения производительности фильтровального оборудования;

б) при определении производительности фильтровального оборудования, предназначенного для разделения суспензии с определенными свойствами.

В зависимости от этого, а также от ряда других обстоятельств можно выбрать тот или иной способ определения постоянных фильтрации. В связи со сказанным возникает вопрос, какими принципами следует руководствоваться при выборе наиболее подходящего способа применительно к каждому отдельному случаю. Поэтому далее приводятся соображения по выбору способа определения рассматриваемых постоянных. Дополнительно этот вопрос разбирается в следующей главе в отношении важнейшей постоянной фильтрации — удельного сопротивления осадка.

Ввиду большого разнообразия в свойствах разделяемых суспензий и коренных различий в конструкциях значительного числа фильтров, а также высокой чувствительности свойств суспензий и осадков к изменению условий их получения общая стандартизация способов определения постоянных фильтрации вызывает сомнение. Более того, возникает опасение, что, руководствуясь ограниченным числом рекомендованных способов нахождения этих постоянных, исследователь без дальнейших размышлений изберет способ, недостаточно соответствующий особенностям исследуемого им процесса, и получит недостоверные результаты. Поэтому решение о выборе метода определения постоянных фильтрации должно принадлежать самому исследователю, которому необходимо найти наиболее целесообразное соответствие между конкретными особенностями изучаемого им процесса и одним из имеющихся способов нахождения рассматриваемых постоянных. При этом исследователь должен предварительно хорошо изучить закономерности процесса фильтрации и руководствоваться помещаемыми ниже общими указаниями по выбору способа определения постоянных фильтрации.

Исследование влияния изменяющихся свойств суспензии на величину постоянных фильтрации, определяющих скорость этого процесса, следует выполнять в первую очередь в лаборатории независимо от того, изучается ли новый или уже осуществляемый в промышленности процесс разделения суспензии. В данном случае выбор способа определения указанных постоянных не вызывает особых затруднений. Это объясняется тем, что здесь речь идет только о сравнении величин постоянных фильтрации, например удельного сопротивления осадка, полученного при разделении суспензий с различными свойствами. При этом полное соответствие найденных таким образом в лаборатории постоянных фильтрации их действительным значениям в производственном процессе не играет решающей роли. При таких исследованиях можно выбрать относительно простой способ определения и использовать имеющееся в лаборатории фильтровальное оборудование, например нутч с горизонтальной фильтровальной перегородкой, на которую помещается исследуемая суспензия. Иногда

можно ограничиться сравнением скоростей фильтрования при разделении суспензий, полученных в различных условиях, не рассчитывая величины постоянных фильтрования; при этом необходимо проводить опыты в строго идентичных условиях.

Из сказанного видно, что в рассматриваемом случае абсолютные величины постоянных фильтрования не представляют такого интереса, как их относительные изменения, обусловленные изменением условий получения данной суспензии. Однако не следует забывать, что порядок величин постоянных фильтрования и в данном случае должен быть установлен.

Значительно сложнее обстоит дело, когда требуется достаточно точно определить величины постоянных фильтрования, чтобы использовать их при расчете производительности промышленного фильтра.

Здесь возможны два случая:

1) процесс разделения данной суспензии уже осуществляется на действующем производстве и необходимо найти постоянные фильтрования для применения их при расчете фильтров, устанавливаемых во вновь организуемом производстве;

2) процесс разделения данной суспензии предполагается осуществить в производстве впервые и требуется установить значения постоянных фильтрования на основании результатов опытов с использованием оборудования лабораторного или полужаводского масштаба.

В первом случае могут возникнуть два варианта:

а) во вновь организуемом производстве данная суспензия будет разделяться на фильтрах той же конструкции, что и на действующем производстве, при соблюдении тех же условий (температура, давление, толщина осадка) и с применением той же фильтровальной перегородки;

б) во вновь организуемом производстве рассматриваемую суспензию предполагается разделять на фильтрах другой конструкции при изменении перечисленных выше условий или с использованием иной фильтровальной перегородки.

Очевидно, что в первом варианте нет необходимости находить постоянные в уравнениях фильтрования, так как производительность единицы активной поверхности фильтров на действующем и вновь организуемом производствах должна быть одинакова.

Во втором варианте принципиально лучше определять постоянные фильтрования на действующем производстве, используя для этой цели часть уже имеющейся суспензии и направляя ее незамедлительно на опытный фильтр [286], по возможности моделирующий работу фильтра, который предполагается установить во вновь организуемом производстве. Желательность такого способа определения обуславливается тем, что при транспортировании суспензии от места ее получения в производстве к месту ее исследования в лаборатории или на полужаводской установке свойства суспензии часто заметно изменяются. Это может повлечь за собой

большие отклонения установленных таким образом величин постоянных фильтрования от их действительных значений.

Если не представляется возможным найти постоянные фильтрования непосредственно на действующем производстве, то следует поддерживать постоянной температуру пробы суспензии во время ее транспортирования и без промедления исследовать пробу на лабораторном или полужаводском фильтре. Это позволит в общем случае избежать возникновения или по крайней мере уменьшить интенсивность явлений кристаллизации или растворения, коагуляции или пептизации, выпадения смолистых или слизистых примесей; такие явления сильно влияют на величины постоянных фильтрования, в особенности на удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки.

Второй случай, когда суспензию предполагается разделять в производстве впервые и в распоряжении исследователя имеются только ее образцы, полученные на лабораторной или полужаводской установке, наиболее сложен для определения постоянных фильтрования и поэтому будет рассмотрен особенно подробно.

В этом случае прежде всего должны быть известны конструкция фильтров, устанавливаемых во вновь организуемом производстве, и тип используемой в них фильтровальной перегородки. Таким образом, определение постоянных в уравнениях фильтрования в рассматриваемом случае следует начинать с выбора фильтра и фильтровальной перегородки для вновь организуемого производства. Принципы такого выбора освещаются в главах XI и XII.

Затем необходимо решить один из важнейших вопросов о моделировании производственного фильтра до масштабов лабораторного или полужаводского. Под моделированием здесь понимается реализация в лабораторном или полужаводском масштабе такого процесса фильтрования, закономерности которого были бы по возможности одинаковы с закономерностями фильтрования в производственном масштабе. Вопросы моделирования в указанном выше смысле имеют очень большое значение не только при определении постоянных фильтрования, но и при выполнении других исследовательских работ в области фильтрования, а также при выборе фильтров. Несмотря на сказанное, эти вопросы ранее рассматривались недостаточно и в настоящее время не представляется возможным дать исчерпывающие указания по моделированию фильтров.

Однако некоторые общие принципы можно сформулировать:

а) конструкция лабораторного или полужаводского фильтра должна, насколько это возможно, воспроизводить конструкцию производственного фильтра; лучше всего, если моделирующий фильтр по своей конструкции будет одинаков с производственным и геометрически подобен ему;

б) в моделирующем фильтре следует использовать такую же фильтровальную перегородку, какая предназначается для производственного фильтра; при этом необходимо проводить исследование с фильтровальной перегородкой, которая уже использовалась

в течение определенного времени и подвергалась соответствующей регенерации;

в) на лабораторном или полужаводском фильтре надлежит выполнять исследование при том же режиме фильтрования (при постоянной разности давлений, постоянной скорости, переменных разности давлений и скорости), который принят для производственных условий;

г) определять постоянные фильтрования следует по тому же уравнению, которое предполагается использовать для практических расчетов [90, 91].

В соответствии с последним условием практические расчеты процесса фильтрования сводятся к выполнению обратных математических действий по отношению к тем действиям, которые производились при вычислении постоянных фильтрования на основании опытных данных.

На практике по ряду причин возможны отклонения от приведенных условий. При этом степень точности получаемых постоянных фильтрования зависит от опыта и экспериментаторских способностей исследователя, а также от степени его знакомства со сложными закономерностями процесса фильтрования.

Для характеристики задач, с которыми приходится сталкиваться исследователю при моделировании сложного производственного процесса фильтрования, рассмотрим один пример.

Суспензия волокон асбеста и частиц цемента разделяется на листоформовочной машине [308]. Эта машина представляет собой безъячейковый вращающийся барабанный фильтр, работающий под действием гидростатического давления самой суспензии, в которую погружена нижняя часть фильтра. Таким образом, процесс разделения асбестоцементной суспензии осуществляется при переменной разности давлений, которая по мере вращения барабана фильтра возрастает от нуля до некоторой максимальной величины в самой нижней точке и затем снова уменьшается до нуля. При этом продолжительность стадии фильтрования составляет 2—4 сек. Особо усложняющим обстоятельством является то, что фильтрование сопровождается оседанием твердых частиц под действием силы тяжести, причем волокна асбеста и частицы цемента оседают с различными скоростями. Оседание твердых частиц с различной скоростью влияет не только на закономерности фильтрования, но и на структуру получающегося на фильтре асбестоцементного слоя и, следовательно, на его качество.

Исследование такого сложного процесса фильтрования на небольшом фильтре той же конструкции, что и листоформовочная машина, оказалось невозможным. Это объясняется тем, что по мере движения элемента поверхности фильтрования в суспензии изменяется не только разность давлений, но и угол между направлением действия силы тяжести и направлением движения фильтра, что значительно влияет на структуру осадка, образующегося на фильтре.

Поэтому был сконструирован специальный моделирующий фильтр, названный камерным. Суспензия заливалась в сосуд прямоугольной формы, снабженный в нижней части однолопастной мешалкой с горизонтальной осью вращения ($200 \text{ об} \cdot \text{мин}^{-1}$). В суспензию на определенную глубину опускался по направляющим камерный фильтр, поверхность фильтрования которого могла размещаться под различными углами к горизонту соответственно тому участку поверхности на листоформовочной машине, который моделировался в данном опыте. При этом величина гидростатического давления на том же участке машины моделировалась соответствующим вакуумом, создаваемым в камерном фильтре. Включение вакуума и измерение продолжительности фильтрования производились автоматически.

Выполнив ряд опытов по разделению асбестоцементной суспензии при различной величине вакуума и разных положениях фильтровальной перегородки камерного фильтра по отношению к горизонту, а также исследовав свойства получаемых при этом осадков, удалось установить закономерности процесса и выяснить оптимальные условия его проведения, обеспечивающие изготовление асбестоцементных изделий надлежащего качества.

Рассмотренный пример моделирования указывает, в частности, на большое влияние осаждения твердых частиц суспензии под действием силы тяжести на закономерности фильтрования (см. главу IX). Сочетание процессов фильтрования и осаждения твердых частиц суспензии нередко наблюдается в производственных условиях, что необходимо учитывать при определении постоянных фильтрования.

При определении этих постоянных следует принимать во внимание также следующее очень важное обстоятельство. Как показывают исследования, проведенные автором в цехе полупродуктов для красителей на одном из заводов химической промышленности, удельное сопротивление осадков некоторых полупродуктов, в частности 1,5-нафтиламинсульфокислоты и 1-нафтиламин-6- (и 7-) сульфокислоты, для отдельных операций различаются в 1,5—2 раза. По другим опытам, выполненным в производстве титановых белил, удельное сопротивление осадка для различных операций различается даже в 2—4 раза.

Такое различие может быть вызвано относительно небольшими изменениями условий образования суспензий, что приводит, однако, к возникновению в отдельных операциях частиц различного размера, а также, возможно, к появлению в некоторых операциях небольшого количества смолистых или слизистых примесей.

Таким образом, удельное сопротивление осадка, получаемого на производственном фильтре, является среднестатистической величиной, для определения которой требуется исследовать достаточное число проб суспензии.

Здесь уместно поставить для дальнейшего обсуждения вопрос, которому, по нашему мнению, уделяется недостаточное внимание, несмотря на его особое

значение для проектирования фильтровальных установок. Речь идет о неоднократно отмечавшемся несоответствии между результатами лабораторных исследований и производственными данными.

Для уяснения значения такого несоответствия рассмотрим следующий пример. Пусть проектируется новая производственная установка на основании зависимостей, полученных на аналогичной действующей установке приблизительно такого же масштаба, причем нет оснований сомневаться в точности этих зависимостей. В результате расчета определено, что для обеспечения заданной мощности производства необходимо установить 8 автоматизированных фильтрпрессов (ФПАКМ) площадью 25 м² каждый. С учетом времени для текущего ремонта и устранения случайных отклонений от нормального течения процесса принято к установке 10 таких фильтрпрессов.

Теперь представим, что при проектировании используются расчетные уравнения, полученные на опытной установке значительно меньшего масштаба, но по возможности моделирующей проектируемую производственную установку. При этом гарантируется, что точность таких уравнений сохраняется высокой и возможная ошибка в определении числа аппаратов оказывается весьма ощутимой. Вместо действительно необходимых 10 фильтрпрессов будет установлено 8 или 12 аппаратов. В первом случае производство будет работать без резервных фильтров, а во втором число резервных фильтров достигнет 4, т. е. резерв оборудования составит 50%. Обычно точность расчетных уравнений при проектировании новых производств ниже; это приобретает особое значение в связи с возрастанием мощности химических производств и повышением сложности фильтровального оборудования.

Подобно другим химическим процессам, связанным с многофазными дисперсными системами, процесс фильтрации характеризуется сложным взаимным влиянием многих разнородных факторов. При исследовании нового процесса фильтрации на лабораторной установке, как правило, не удается воспроизвести с надлежащей точностью условия работы будущего производственного фильтра. Очень трудно, например, воспроизвести изменение сопротивления фильтровальной перегородки, явления оседания твердых частиц суспензии и смыывания внешних рыхлых слоев осадка, а также обеспечить аналогичную степень равномерности отложения осадка на перегородке. Перечень условий работы производственного фильтра, которые трудно воспроизвести на лабораторном оборудовании, можно было бы расширить.

Таким образом, вопрос о получении расчетных уравнений для проектирования нового производственного процесса сводится к установлению оптимальных условий моделирования процесса фильтрации. На основании имеющегося опыта можно утверждать, что расчетные уравнения, описывающие процессы фильтрации с точностью по крайней мере 20%, целесообразно получать на опытной установке по возможности большого размера, воспроизводящем по конструкции будущий производственный фильтр.

Сказанное относится к проектированию новых фильтровальных установок большой производительности. При меньших масштабах проектируемого производства допустима и меньшая точность расчетных уравнений. В случае, когда основным требованием является быстрейшая организация нового производства, данные для проектирования могут быть получены на лабораторной установке. При этом предполагается, что неточности расчета будут корректироваться в ходе освоения производства. Следует также учесть, что для отдельных, достаточно простых процессов фильтрации данные, полученные на установках небольшого масштаба, могут быть использованы (с должной степенью точности) при расчете производственных фильтров.

В данной главе изложена методика обработки опытных данных, полученных в процессе фильтрации с образованием осадка и закупориванием пор. В следующей главе будут рассмотрены принципиально иные способы определения одной из важнейших по-

стоянных фильтрации — удельного сопротивления осадка. Эти способы основаны на вычислении величины удельного сопротивления осадка по данным различных измерений, в частности измерений локальной или средней пористости осадка, а также размера и удельной поверхности или сферичности твердых частиц.

Обработку опытных данных в процессе определения постоянных фильтрации можно выполнить аналитическим или графическим путем. В дальнейшем принят графический способ, который достаточно точен и отличается простотой и наглядностью.

ЗАВИСИМОСТИ УДЕЛЬНОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ОСАДКА ОТ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ ПРИ ФИЛЬТРОВАНИИ С ОБРАЗОВАНИЕМ ОСАДКА

Эти зависимости приведены в главе II в виде эмпирических уравнений (II, 64) — (II, 67); в дальнейшем будут сопоставлены уравнения (II, 64) и (II, 65), которые при $s' = 1$ и $s'' = 1$ превращаются в уравнения прямой линии (пунктирные прямые на рис. IV-1). Это означает, что удельное сопротивление сильно сжимаемых осадков увеличивается пропорционально возрастанию разности давлений и, следовательно, повышение разности давлений не приводит в данном случае к увеличению скорости фильтрации. Для большинства осадков величины s' и s'' находятся в пределах 0,1—0,95.

При $\Delta P = 1$ величина r_0 в уравнении (II, 64) становится равной r'_0 , а в уравнении (II, 65) принимает значение $r'_0 + \alpha$. Кривая 1, соответствующая уравнению (II, 64), проходит через начало координат, а кривая 2, отвечающая уравнению (II, 65), отсекает на оси ординат отрезок r'_0 . Таким образом, можно сказать, что величина r'_0 в уравнении (II, 64) соответствует удельному сопротивлению осадка при $\Delta P = 1$, а величина r'_0 в уравнении (II, 65) представляет собой гипотетическое удельное сопротивление осадка при $\Delta P = 0$. Отсюда следует, что величина α в уравнении (II, 65) по существу выражает разность между удельными сопротивлениями осадка при $\Delta P = 1$ и $\Delta P = 0$.

Уравнение (II, 64) более приемлемо для практического использования ввиду его простоты по сравнению с уравнением (II, 65). Однако последнее уравнение более соответствует действительным соотношениям между удельным сопротивлением осадка и

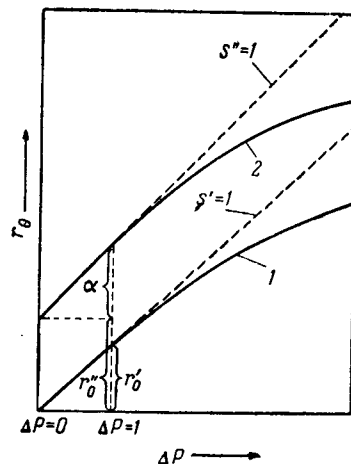


Рис. IV-1. Функциональная зависимость $r_0 = f(\Delta P)$:
1 — для уравнения (II, 64); 2 — для уравнения (II, 65).

разностью давлений, так как оно не содержит ограничительного условия, чтобы кривая $r_o = f(\Delta P)$ проходила через начало координат. Следует заметить, что зависимость r_o от ΔP , по-видимому, всегда можно выразить уравнением (II, 64), если пределы изменения разности давлений относительно невелики и достаточно удалены от значения $\Delta P = 0$.

Для пояснения способа определения постоянных в уравнениях, выражающих функциональные зависимости между удельным сопротивлением осадка и разностью давлений, рассмотрим в качестве примера уравнения (II, 64) и (II, 65).

После определения опытным путем ряда соответствующих один другому значений ΔP и r_o следует построить кривую в координатах $\Delta P - r_o$. Если в результате экстраполяции кривая пройдет через точку начала координат или вблизи этой точки, функциональную зависимость $r_o = f(\Delta P)$ можно выразить более простым уравнением (II, 64). Если же эта кривая пересечет ось ординат в точке, достаточно удаленной от начала координат, целесообразно воспользоваться более сложным, но в данном случае более точным уравнением (II, 65).

После логарифмирования уравнения (II, 64) получим:

$$\lg r_o = \lg r'_o + s' \lg \Delta P \quad (IV, 1)$$

Если величины r'_o и s' являются постоянными, уравнение (IV, 1) в координатах $\lg \Delta P - \lg r_o$ изображается прямой линией. Эта прямая наклонена к оси абсцисс под углом, тангенс которого равен s' , и отсекает на оси ординат (при $\Delta P = 1$) отрезок, равный $\lg r'_o$. После нанесения в указанных координатах соответствующих значений $\lg \Delta P$ и $\lg r_o$ и проведения через полученные таким образом точки прямой линии находят значения s' и $\lg r'_o$, а следовательно, и r'_o .

Постоянная r''_o определяется экстраполяцией кривой в координатах $\Delta P - r_o$ до ее пересечения с осью ординат, для которой значение $\Delta P = 0$ (см. рис. IV-1).

Для определения двух других постоянных в уравнении (II, 65) его следует написать в таком виде:

$$r_o - r''_o = \alpha (\Delta P)^{s''}$$

а затем прологарифмировать:

$$\lg (r_o - r''_o) = \lg \alpha + s'' \lg (\Delta P) \quad (IV, 2)$$

При условии, что величины α и s'' являются постоянными, уравнение (IV, 2) в координатах $\lg \Delta P - \lg (r_o - r''_o)$ изображается прямой линией. Эта прямая наклонена к оси абсцисс под углом, тангенс которого равен s'' , и отсекает на оси ординат (при $\Delta P = 1$) отрезок, равный $\lg \alpha$. В результате нанесения в указанных координатах соответствующих значений $\lg \Delta P$ и $\lg (r_o - r''_o)$ и проведения через полученные таким способом точки прямой линии находят значения s'' и $\lg \alpha$, а следовательно, и α (см. пример 5, стр. 130).

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОСТОЯННЫХ ФИЛЬТРОВАНИЯ ДЛЯ ПРОЦЕССОВ С ОБРАЗОВАНИЕМ ОСАДКА

Процессы при постоянной разности давлений

Здесь будут рассмотрены способы обработки опытных данных по уравнениям (II, 24), (II, 30) и (II, 11), а также определение постоянных фильтрования на вращающемся барабанном вакуум-филтре.

Обработка опытных данных по уравнению (II, 24). Учитывая, что величины μ , r_o , x_o , $R_{ф.п}$ и ΔP в процессе разделения данной суспензии при постоянной температуре и неизменной разности давлений остаются постоянными, после деления обеих частей уравнения (II, 24) на q и небольших преобразований получим:

$$\frac{\tau}{q} = Mq + N \quad (IV, 3)$$

Постоянные M и N определяются равенствами

$$M = \frac{\mu r_o x_o}{2 \Delta P} \quad \text{и} \quad N = \frac{\mu R_{ф.п}}{\Delta P}$$

откуда

$$r_o = \frac{2M \Delta P}{\mu x_o} \quad (IV, 4)$$

$$R_{ф.п} = \frac{N \Delta P}{\mu} \quad (IV, 5)$$

Уравнение (IV, 3) является уравнением прямой линии, наклоненной к оси абсцисс под углом, тангенс которого равен M , и отсекающей на оси ординат (при $q = 0$) отрезок N .

Для определения постоянных фильтрования x_o , r_o и $R_{ф.п}$ проводят опыт по разделению исследуемой суспензии на фильтре выбранной конструкции при постоянной разности давлений. В течение опыта отмечают ряд соответствующих друг другу значений q и τ , а также измеряют высоту осадка $h_{ос}$ в конце фильтрования. Величину x_o находят из равенства

$$x_o = \frac{h_{ос}}{q} \quad (IV, 6)$$

По данным опыта в координатах $q - \tau/q$ наносят точки, которые соединяют прямой линией, продолжая ее до пересечения с осью ординат. По графику находят значения M и N , после чего из уравнений (IV, 4) и (IV, 5) вычисляют величины r_o и $R_{ф.п}$.

Следует отметить, что при разделении некоторых суспензий, полученных в результате ферментативных процессов (обработка сточных вод, производство этанола), образуются осадки, несколько отличающиеся по свойствам от обычных [377]. Отличие состоит в том, что в координатах $q - \tau/q$ при достижении некоторого значения q наклонная прямая резко изгибается вверх; это указывает

на сильное уменьшение скорости фильтрования или возрастание удельного сопротивления осадка. Причины такого явления в настоящее время недостаточно ясны; возможно, что они связаны с процессами ферментации, пептизации или уплотнения осадка.

Уравнение (II, 24) относится к 1 м^2 поверхности фильтрования. В действительности величина этой поверхности обычно отличается от 1 м^2 . Однако для определения r_o и $R_{ф.п}$ нет необходимости применять несколько более сложное уравнение (II, 6), которое справедливо для фильтровальной поверхности S . Можно предварительно отнести объем фильтрата к 1 м^2 поверхности фильтрования по уравнению (II, 25) и затем воспользоваться уравнением (II, 24). В данном случае при определении x_o нет необходимости вычислять объем осадка, так как отношение объема осадка к объему фильтрата можно заменить равновеликим отношением толщины слоя осадка $h_{ос}$ к толщине слоя фильтрата, выражаемой величиной q . Это особенно целесообразно, когда количество полученного фильтрата устанавливается на основании уменьшения высоты уровня суспензии на фильтре постоянного поперечного сечения.

Если удельное сопротивление осадка желательнее отнести не к единице его толщины, а к единице веса его твердых частиц, находящихся на 1 м^2 поверхности фильтрования, то в уравнении (II, 24) достаточно заменить произведение $r_o x_o$ на произведение $r_{вхв}$. Способы проведения опытов и обработки опытных данных при определении постоянных фильтрования в этом случае не изменяются, за исключением того, что вместо высоты слоя осадка устанавливают вес его твердых частиц. Величину x_v определяют, как описано ниже (стр. 118).

Уравнение (II, 24) может быть непосредственно применено для определения постоянных фильтрования только при условиях, когда возможно сделать следующие допущения:

а) не принимать во внимание разницу между началом фильтрования и моментом достижения постоянной разности давлений;

б) не учитывать объем фильтрата в трубке, соединяющей фильтр с приемником (поскольку объем полученного фильтрата устанавливается по понижению уровня суспензии в фильтре);

в) пренебречь влиянием гидростатического давления суспензии в фильтре и фильтрата в указанной трубке.

Такие допущения можно сделать, в частности, при использовании небольшого лабораторного фильтра с прозрачными стенками.

При обработке опытных данных, полученных на крупных лабораторных или ползаводских фильтрах путем измерения объема фильтрата в приемнике, в измеренные величины следует вводить некоторые поправки.

Обычно разность давлений измеряется прибором, который показывает разность $\Delta P_{п}$ между давлением на суспензию в фильтре и давлением в приемнике. Если гидростатическое давление $P_{гидр}$ слоя суспензии в фильтре и столба фильтрата, протекающего по трубопроводу из фильтра в расположенный ниже приемник, ока-

зывается значительным, то действительная разность давлений будет равна $\Delta P_{п} + P_{гидр}$.

Во время фильтрования, а также после его прекращения во внутренних каналах фильтра и в трубопроводе, соединяющем фильтр с приемником, может находиться фильтрат в количестве $q_{т}$ (в пересчете на 1 м^2 поверхности фильтрования).

От начала фильтрования до достижения постоянной разности давлений может пройти время τ_n , в течение которого в приемнике собирается фильтрат в количестве q_n . Таким образом, общий объем фильтрата, задержавшегося в трубопроводе и собранного в приемнике за время τ_n , составит $q_n + q_{т}$. Если объем фильтрата, собранного в приемнике за все время фильтрования τ , будет равен q_k , то общий объем фильтрата, полученного за это время, составит $q_k + q_{т}$.

С учетом сказанного в дифференциальное уравнение фильтрования (II, 5), которое справедливо также для сжимаемых осадков, следует вместо V/S подставить q , а вместо ΔP подставить $\Delta P_{п} + P_{гидр}$ и проинтегрировать это уравнение в пределах, соответствующих началу и концу фильтрования при постоянной разности давлений:

$$\int_{q_n + q_{т}}^{q_k + q_{т}} \mu (r_o x_o q + R_{ф.п}) dq = \int_{\tau_n}^{\tau} (\Delta P_{п} + P_{гидр}) d\tau$$

После интегрирования и соответствующих преобразований получим:

$$\frac{\tau - \tau_n}{q_k - q_n} = \frac{\mu r_o x_o}{2 (\Delta P_{п} + P_{гидр})} (q_n + q_k + 2q_{т}) + \frac{\mu R_{ф.п}}{\Delta P_{п} + P_{гидр}} \quad (IV, 7)$$

Нетрудно видеть, что в координатах $(\tau - \tau_n)/(q_k - q_n) - (q_n + q_k + 2q_{т})$ уравнение (IV, 7) дает прямую линию, наклоненную к оси абсцисс под углом, тангенс которого

$$M = \frac{\mu r_o x_o}{2 (\Delta P_{п} + P_{гидр})}$$

и отсекающую на оси ординат отрезок

$$N = \frac{\mu R_{ф.п}}{\Delta P_{п} + P_{гидр}}$$

На основании этого вычисляют значения постоянных фильтрования r_o и $R_{ф.п}$ из уравнений

$$r_o = \frac{2M (\Delta P_{п} + P_{гидр})}{\mu x_o} \quad \text{и} \quad R_{ф.п} = \frac{N (\Delta P_{п} + P_{гидр})}{\mu}$$

Выполнив несколько опытов по разделению исследуемой суспензии на фильтре при различных, но постоянных значениях разности давлений, можно установить функциональную зависимость удельного сопротивления осадка от разности давлений, как это

описано ранее (см. пример 6, стр. 131). Если отдельные опыты выполнялись при различной температуре и, следовательно, при различной вязкости жидкой фазы суспензии, то для установления упомянутой функциональной зависимости необходимо привести результаты опытов к одной температуре. Проводимые для этого вычисления основаны на том, что продолжительность фильтрования прямо пропорциональна вязкости жидкой фазы суспензии [90].

Разработан способ определения постоянных в уравнении (II, 24) с использованием автоматически действующего лабораторного прибора, который регистрирует продолжительности фильтрования τ_1, τ_2, τ_3 и т. д. при получении кратных объемов фильтрата $q, 2q, 3q$ и т. д. [309]; это облегчает построение кривой в координатах $\tau/q - q$ в соответствии с уравнением (IV, 3).

Наряду с графическим способом определения r_0 и $R_{ф.п}$ по уравнениям (IV, 4) и (IV, 5) применяют аналитический способ определения этих величин, используя метод средних, который более прост, чем метод наименьших квадратов, и применительно к процессам фильтрования достаточно точен. При этом экспериментальные данные распределяют на две равные или приблизительно равные группы и принимают, что в каждой группе алгебраическая сумма отклонений значений выбранного параметра, вычисленных по уравнению, от величин, полученных из опыта, равна нулю.

В данном случае в качестве параметра выбрано среднее общее сопротивление $R_{ср}$, состоящее из сопротивлений осадка и фильтровальной перегородки. Эта величина может быть найдена [309] из опыта по уравнению

$$R_{ср} = \frac{\Delta P \tau}{\mu q}$$

или расчетным путем по уравнению

$$R_{ср} = \mu (0,5r_0x_0q + R_{ф.п})$$

Система уравнений для вычисления r_0 и $R_{ф.п}$ по методу средних имеет вид

$$\sum_1^{n_1} R_{ср} = \mu 0,5r_0x_0 \sum_1^{n_1} q + n_1\mu R_{ф.п}$$

$$\sum_{n_1}^n R_{ср} = \mu 0,5r_0x_0 \sum_{n_1}^n q + n_2\mu R_{ф.п}$$

где n_1 — число измерений, отнесенных к первой группе;
 n_2 — число измерений, отнесенных ко второй группе;
 n — общее число измерений.

Обозначим

$$x = \sum_1^{n_1} R_{ср}; \quad x_1 = \sum_{n_1}^n R_{ср}; \quad y = \sum_1^{n_1} q; \quad y_1 = \sum_{n_1}^n q; \quad z = 0,5x_0$$

В соответствии с этим можно написать:

$$\begin{aligned} x &= \mu r_0 z y + n_1 \mu R_{ф.п} \\ x_1 &= \mu r_0 z y_1 + n_2 \mu R_{ф.п} \end{aligned} \quad (IV, 7a)$$

В результате решения уравнений (IV, 7a) найдем:

$$\mu r_0 = \frac{n_2 x - n_1 x_1}{(n_2 y - n_1 y_1) z} \quad (IV, 7b)$$

$$\mu R_{ф.п} = \frac{x_1 y - x y_1}{n_2 y - n_1 y_1} \quad (IV, 7b)$$

Отсюда при известном μ можно вычислить величины r_0 и $R_{ф.п}$. Если $n_1 = n_2$, то приведенные уравнения соответственно упрощаются.

В опытах при постоянной разности давлений отмечают ряд последовательных и соответствующих одно другому значений τ и q ; одновременно находят величину x_0 .

Обработка опытных данных по уравнению (II, 30) [65, 66]. Разделив обе части уравнения (II, 30) на S^2 и обозначив

$$K = 2 \frac{\Delta P}{\mu r_0 x_0} \quad (IV, 8)$$

найдем

$$(q + q_{эkv})^2 = K (\tau + \tau_{эkv}) \quad (IV, 9)$$

где $q_{эkv}$ — эквивалентный объем фильтрата (в m), собранного с $1 m^2$ поверхности фильтрования при получении осадка толщиной $h_{ос.эkv}$.

Для данной суспензии при определенной температуре и постоянной разности давлений величина K является постоянной. После дифференцирования уравнения (IV, 9) по q , замены первой производной отношением конечных разностей и несложных преобразований получается следующее основное уравнение:

$$\frac{\Delta \tau}{\Delta q} = \frac{2}{K} q + \frac{2}{K} q_{эkv} \quad (IV, 10)$$

В уравнении (IV, 10) $\Delta \tau$ и Δq представляют собой приращения времени фильтрования и объема полученного фильтрата. В координатах $q - \Delta \tau / \Delta q$ это уравнение изображается прямой линией, наклоненной к оси абсцисс под углом β , тангенс которого равен $M = 2/K$, и отсекающей на оси ординат (при $q = 0$) отрезок $N = 2q_{эkv}/K$.

Для определения постоянных фильтрования K , $q_{эkv}$ и $\tau_{эkv}$ проводят опыт по разделению исследуемой суспензии на фильтре выбранной конструкции при постоянной разности давлений. Во время опыта отмечают 6—8 значений объема полученного фильтрата и продолжительности фильтрования. Для упрощения дальнейшего изложения примем, что отмечают только по 4 значения: q_1, q_2, q_3, q_4 и $\tau_1, \tau_2, \tau_3, \tau_4$. Определяют приращения объема фильтрата $(\Delta q)_1 = q_1, (\Delta q)_2 = q_2 - q_1, (\Delta q)_3 = q_3 - q_2, (\Delta q)_4 = q_4 - q_3$ и приращения продолжительности фильтрования $(\Delta \tau)_1 = \tau_1,$

$(\Delta\tau)_2 = \tau_2 - \tau_1$, $(\Delta\tau)_3 = \tau_3 - \tau_2$, $(\Delta\tau)_4 = \tau_4 - \tau_3$, после чего вычисляют отношения $\Delta\tau/\Delta q$ для всех четырех случаев.

Для построения прямой в координатах $q - \Delta\tau/\Delta q$ (рис. IV-2) на оси абсцисс откладывают величины q_1, q_2, q_3, q_4 и из полученных точек восстанавливают перпендикуляры.

На каждом перпендикуляре откладывают соответствующее отношение приращений $\Delta\tau/\Delta q$. Из полученных таким образом точек проводят горизонтальные отрезки до пересечения с левым соседним перпендикуляром. Середины отрезков соединяют прямой, которую продолжают до пересечения с осями ординат и абсцисс.

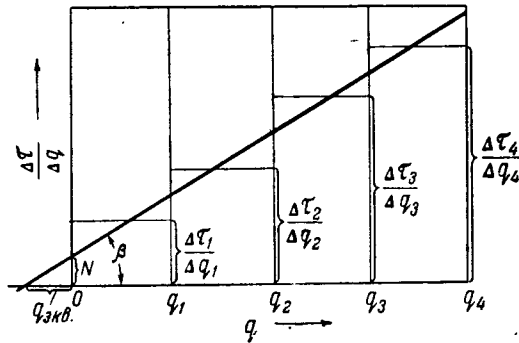


Рис. IV-2. Определение постоянных фильтрации по уравнению (II, 30).

После определения тангенса M угла наклона β , как это пояснено в примере 6 (стр. 131), и непосредственного измерения отрезка N величину постоянной фильтрации K находят из равенства

$$K = \frac{2}{M} \quad (IV, 11)$$

а величину постоянной фильтрации $q_{\text{экв}}$ — из соотношения

$$q_{\text{экв}} = \frac{KN}{2} \quad (IV, 12)$$

Для определения постоянной фильтрации $\tau_{\text{экв}}$ уравнение (IV, 9) следует написать таким образом:

$$\tau_{\text{экв}} = \frac{(q + q_{\text{экв}})^2}{K} - \tau \quad (IV, 13)$$

Подставляя в это уравнение несколько значений q и τ при заранее найденных значениях K и $q_{\text{экв}}$, можно вычислить среднюю величину $\tau_{\text{экв}}$.

Постоянную фильтрации K и $q_{\text{экв}}$ можно определить и другим путем, принимая во внимание, что согласно уравнениям

(IV, 11) и (IV, 12)

$$M = \frac{N}{q_{\text{экв}}} \quad (IV, 14)$$

Отсюда следует, что на рис. IV-2 абсолютная величина $q_{\text{экв}}$ равна длине отрезка, находящегося между точкой пересечения построенной прямой с осью абсцисс и началом координат.

Подставив в уравнение (IV, 11) значение M из уравнения (IV, 14), получим:

$$K = \frac{2q_{\text{экв}}}{N} \quad (IV, 15)$$

Таким образом, измерив отрезки N и $q_{\text{экв}}$, можно найти значения всех постоянных фильтрации, входящих в уравнение (IV, 9), не прибегая к вычислению M . Однако такой способ определения, по-видимому, менее точен, так как при измерении небольшого отрезка $q_{\text{экв}}$ возможна более значительная относительная погрешность, чем при измерении катетов большей длины для нахождения M .

Определив K , из уравнения (IV, 8) можно вычислить r_o , если при проведении опыта по фильтрованию измерить толщину осадка и вычислить x_o . Определив $\tau_{\text{экв}}$, r_o и x_o , по уравнению (II, 31) можно вычислить $R_{\text{ф.п.}}$

Проведя ряд опытов по фильтрованию при различных, но постоянных значениях разности давлений, можно обычным путем установить эмпирическую зависимость удельного сопротивления осадка от разности давлений.

Уравнение (II, 30) и, следовательно, уравнение (IV, 9) применимы с достаточной точностью для определения постоянных фильтрации только при условии, что между моментами начала фильтрования и установления постоянной разности давлений нет существенной разницы, а также если в каналах фильтра и соединительном трубопроводе не задерживается часть фильтрата.

Для процесса фильтрования, протекающего в соответствии с уравнением (IV, 9), определение постоянных в этом уравнении можно упростить [94], если учесть, что при $\tau = 0$ величина $q = 0$, и производить только два измерения объема фильтрата q_1 и q_2 при τ_1 и при $\tau_2 = 2\tau_1$.

Подставляя последовательно указанные значения q и τ в уравнение (IV, 9), найдем:

$$(q_{\text{экв}})^2 = K\tau_{\text{экв}}$$

$$(q_1 + q_{\text{экв}})^2 = K(\tau_1 + \tau_{\text{экв}})$$

$$(q_2 + q_{\text{экв}})^2 = K(\tau_2 + \tau_{\text{экв}})$$

После вычитания первого из этих уравнений последовательно из двух последних, замены τ_2 на $2\tau_1$ и q_2 на $n_0 q_1$ (n_0 — отношение объемов фильтрата q_2/q_1) и необходимых преобразований получим

следующие три уравнения:

$$K = F'_1 \frac{q_1^2}{\tau_1} \quad (\text{IV, 16})$$

$$q_{\text{ЭКВ}} = F'_2 q_1 \quad (\text{IV, 17})$$

$$\tau_{\text{ЭКВ}} = F'_3 \tau_1 \quad (\text{IV, 18})$$

В этих уравнениях:

$$F'_1 = \frac{n_0(n_0 - 1)}{2 - n_0} \quad F'_2 = \frac{n_0^2 - 2}{2(2 - n_0)} \quad F'_3 = \frac{(n_0^2 - 2)^2}{4n_0(2 - n_0)(n_0 - 1)}$$

Для облегчения расчетов на рис. IV-3 приведен график, на котором даны зависимости F'_1 , F'_2 и F'_3 от n_0 (см. пример 7, стр. 133).

Расчеты с помощью указанного графика предусматривают измерение только двух значений q и τ . Так как при этом возможна заметная погрешность, метод пригоден лишь для вычислений, не требующих особой точности.

В связи с этим описан [309] модифицированный метод, основанный на измерении трех объемов фильтрата q_1 , q_2 и q_3 при τ_1 , $\tau_2 = 2\tau_1$ и $\tau_3 = 2\tau_2$. Это дает возможность получить по два значения постоянных фильтрования, которые затем сопоставляются. Достаточно близкое соответствие обоих значений свидетельствует о правильности результатов определения.

Следует отметить, что при $n_0 = 1,41$ величина F'_2 принимает значение 0, вследствие чего по уравнению (IV, 17) величина $q_{\text{ЭКВ}}$ становится также равной 0. В соответствии с уравнением (II, 29) такой результат получается, когда $R_{\text{ф.п}} = 0$. При $n_0 < 1,41$ величина F'_2 становится отрицательной и величина $R_{\text{ф.п}}$ также принимает отрицательное значение. Это указывает на неправильности в постановке опыта, так как отрицательное значение сопротивления фильтровальной перегородки не имеет физического смысла.

Точность определения постоянных фильтрования по уравнениям (II, 24) и (II, 30) приблизительно одинакова. Однако обработка опытных данных по уравнению (II, 30) графически несколько сложнее. Следует также иметь в виду, что при построении графика (см. рис. IV-2) по уравнению (II, 30) используются значения разностей объемов фильтрата Δq и продолжительностей фильтрования $\Delta \tau$, вследствие чего даже небольшая по абсолютной величине неточность измерения отражается на расположении точек.

Обработка опытных данных по уравнению (II, 11). Как видно из предыдущего, применение уравнений (II, 24) и (II, 30) основано на проведении опытов по фильтрованию с непрерывным возрастанием толщины осадка на фильтровальной перегородке, а также на измерении во время каждого опыта ряда значений объема фильтрата и продолжительности фильтрования с последующей графической обработкой полученных результатов.

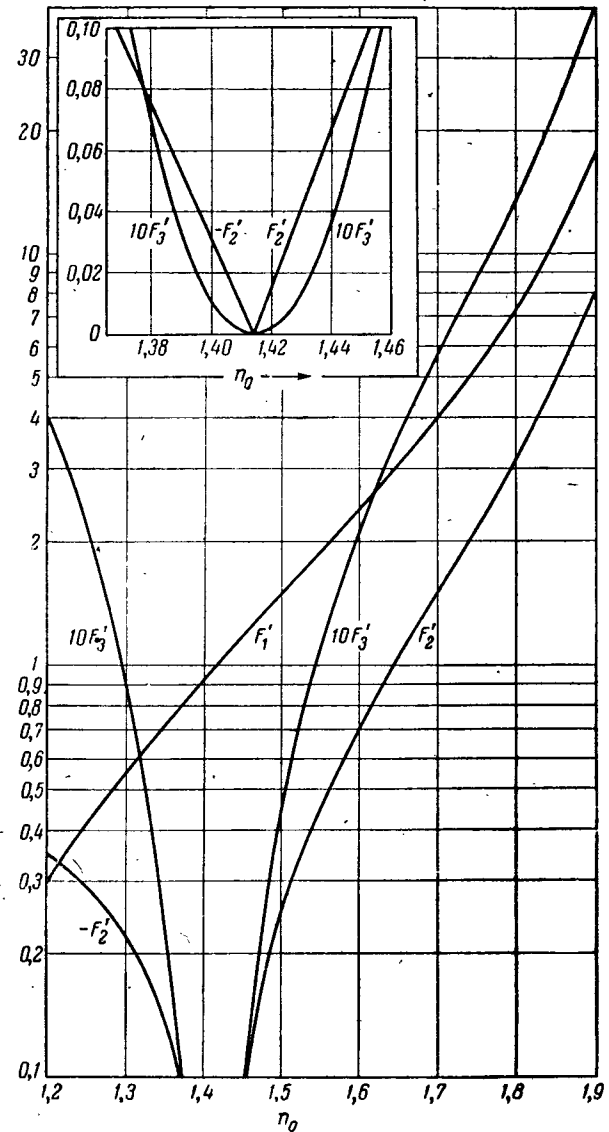


Рис. IV-3. График для определения постоянных фильтрования в уравнении (IV, 9).

Разработан также способ обработки опытных данных по уравнению (II, 11). В этом случае опыты проводятся при постоянной толщине осадка на фильтровальной перегородке; во время каждого опыта измеряется только одно значение объема фильтрата и соответствующее значение продолжительности фильтрования; полученные данные не требуют графической обработки.

Сопротивление фильтровальной перегородки определяется в отдельных опытах.

В первоначальном варианте [95] опыт состоял из трех стадий, выполняемых на фильтре с горизонтальной фильтровальной перегородкой:

1) в фильтр помещалась исследуемая суспензия, которая затем в течение необходимого времени расслаивалась под действием силы тяжести с образованием слоев сгущенной суспензии и чистой жидкости;

2) сгущенная суспензия при постоянной разности давлений разделялась на фильтре, в результате чего слой сгущенной суспензии превращался в слой осадка с удельным сопротивлением, характерным для данной разности давлений;

3) через слой осадка при той же разности давлений фильтровалась чистая жидкость.

В окончательном варианте [91] стадии расслаивания исследуемой суспензии и разделения сгущенной суспензии были заменены обычным фильтрованием исследуемой суспензии при постоянной разности давлений. После этого через слой образовавшегося осадка при той же разности давлений фильтровалось некоторое количество заранее полученного фильтрата.

Допустимость применения рассматриваемого способа обусловлена экспериментально найденной закономерностью, согласно которой при прочих равных условиях удельное сопротивление осадка практически зависит только от разности давлений и почти не зависит от того, как образовался осадок.

При обработке опытных данных, полученных фильтрованием при постоянной толщине осадка h_{oc} , уравнение (II, 11) целесообразно отнести к 1 м^2 поверхности фильтрования. Принимая во внимание равенство (II, 25), из уравнения (II, 11) получим:

$$q = \frac{\Delta P \tau}{\mu (r_o h_{oc} + R_{ф.п})} \quad (IV, 19)$$

Если фильтрование производится через фильтровальную перегородку со слоем осадка на ней толщиной h_{oc} , то из уравнения (IV, 19) находим:

$$r_o = \frac{1}{h_{oc}} \left(\frac{\Delta P \tau}{\mu q} - R_{ф.п} \right) \quad (IV, 20)$$

Если фильтрование проводят через фильтровальную перегородку без слоя осадка ($h_{oc} = 0$), то из уравнения (IV, 19) следует:

$$R_{ф.п} = \frac{\Delta P \tau}{\mu q} \quad (IV, 21)$$

Для определения $R_{ф.п}$ фильтруют через перегородку (при постоянном значении ΔP) некоторое количество заранее полученного фильтрата или чистой жидкости. При этом отмечают температуру жидкости (для нахождения μ), продолжительность фильтрования τ и количество фильтрата q и по уравнению (IV, 21) вычисляют величину $R_{ф.п}$. После этого на фильтре производят обычное разделение исследуемой суспензии при том же значении ΔP и через образовавшийся слой осадка и фильтровальную перегородку фильтруют некоторое количество заранее полученного фильтрата или чистой жидкости. При этом отмечают те же величины, что и при определении сопротивления фильтровальной перегородки, измеряют толщину осадка h_{oc} и по уравнению (IV, 20) вычисляют величину r_o .

Величину x_o определяют как частное от деления h_{oc} на объем фильтрата q , полученного при разделении исследуемой суспензии.

Если сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь, то опыт начинают с разделения исследуемой суспензии. В этом случае ($R_{ф.п} = 0$) уравнение (IV, 20) преобразуется в уравнение

$$r_o = \frac{\Delta P \tau}{\mu h_{oc} q} \quad (IV, 22)$$

Следует иметь в виду высказанное ранее (стр. 45) соображение, что сопротивление сжимаемой фильтровальной перегородки, найденное при ее испытании без осадка, нельзя принять для оценки сопротивления такой перегородки при наличии на ней осадка. Поэтому при использовании описанного способа целесообразно применять фильтровальные перегородки из несжимаемых материалов, например из спекшихся стеклянных, керамических или металлических частиц. Сопротивление такой перегородки необходимо определять в каждом опыте, так как оно изменяется в зависимости от степени закупоривания пор в процессе фильтрования и от условий промывки перегородки.

Если в опытах применялась несжимаемая фильтровальная перегородка со значительным сопротивлением, то удельное сопротивление осадка следует относить не к полной разности давлений ΔP , а к разности давлений на границах осадка ΔP_{oc} . Для вычисления ΔP_{oc} можно пользоваться уравнением

$$\Delta P_{oc} = \Delta P \frac{r_o h_{oc}}{r_o h_{oc} + R_{ф.п}} \quad (IV, 23)$$

которое на основании простых соображений выводится из уравнений (II, 4), (II, 37) и (II, 38).

Отдельный опыт для определения сопротивления фильтровальной перегородки можно не выполнять [96]. При этом следует провести два опыта по фильтрованию чистой жидкости или фильтрата через заранее полученные слои осадка различной толщины и вычислить затем величины r_o и $R_{ф.п}$ из следующих уравнений

(одним и двумя штрихами обозначены данные первого и второго опытов):

$$r_o = \frac{R'' - R'}{h''_{oc} - h'_{oc}} \quad (IV, 24)$$

и

$$R_{ф. п} = \frac{h''_{oc} R' - h'_{oc} R''}{h''_{oc} - h'_{oc}} \quad (IV, 25)$$

причем общее сопротивление составляет:

$$R = \frac{\Delta P \tau}{\mu q} \quad (IV, 26)$$

Толщина осадка в обоих опытах должна различаться не менее чем в 2 раза. Следует иметь в виду, что продолжительность фильтрования в каждом опыте должна быть по возможности небольшой. Последнее объясняется тем, что при длительном фильтровании даже чистой жидкости происходит изменение структуры осадка с увеличением его удельного сопротивления.

Функциональная зависимость r_o от ΔP или ΔP_{oc} устанавливается тем же путем, какой описан на стр. 95 (см. пример 8, стр. 133).

Опытами установлено [310], что удельное сопротивление сильно сжимаемых осадков, определяемое при постоянной толщине слоя осадка (в дальнейшем способ А), всегда несколько превышает соответствующую величину, находимую при возрастающей толщине слоя осадка (в дальнейшем способ Б). Ввиду значительного сопротивления фильтровальной перегородки удельное объемное сопротивление осадка относилось в этих опытах не к общей разности давлений при фильтровании ΔP , а к падению давления в осадке ΔP_{oc} .

На рис. IV-4 даны расхождения между удельными сопротивлениями осадков, полученными по способам А и Б, в зависимости от падения давления в осадке.

Указанные расхождения имеют определенную закономерность, состоящую в том, что величина расхождения уменьшается по мере увеличения разности давлений; это объясняется тем, что осадки склонны к дальнейшему уплотнению при дополнительном фильтровании тем меньше, чем больше

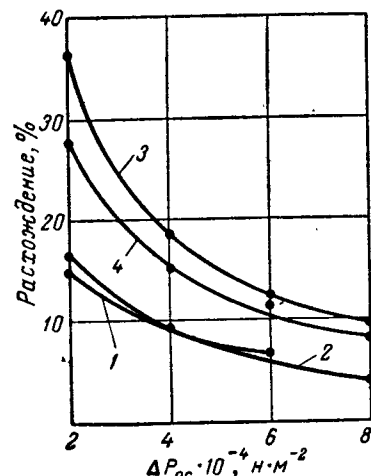


Рис. IV-4. Зависимость расхождения удельного сопротивления сильно сжимаемых осадков, определенного по способам А и Б, от падения давления в осадке:

1 — гидроокись алюминия; 2 — гидроокись хрома; 3 — гидроокись железа; 4 — гидроокись меди.

разность давлений, при которой они образовались. Если ограничиться диапазоном $\Delta P_{oc} = 4 \cdot 10^4 \div 8 \cdot 10^4 \text{ Н} \cdot \text{м}^{-2}$, из рисунка следует, что удельное сопротивление исследованных сильно сжимаемых осадков, определенное при постоянной толщине слоя осадка, превышает соответствующее значение, найденное при возрастающей толщине слоя осадка, на величину не более 20 %.

К сожалению, другие данные о сравнении рассмотренных выше способов определения удельного сопротивления осадков отсутствуют. В этой связи не следует принимать во внимание данные [311] об удельных сопротивлениях полупродуктов и красителей, поскольку при обработке опытных данных была допущена существенная ошибка (не учтено, что отклонение величин удельного сопротивления осадка в таблице имеет знак плюс и минус).

Обработка опытных данных, полученных на вращающемся барабанном вакуум-фильтре. Опытные данные, необходимые для определения постоянных фильтрования по уравнениям (II, 24) и (IV, 30), могут быть получены только на периодически действующем фильтре. Это объясняется тем, что на таком фильтре толщина слоя осадка и, следовательно, сопротивление этого слоя в процессе фильтрования непрерывно возрастают, вследствие чего скорость фильтрования непрерывно уменьшается. Это дает возможность установить графическую зависимость между величиной, обратной средней скорости фильтрования, и объемом фильтрата.

На непрерывно действующем фильтре, например на вращающемся барабанном вакуум-фильтре, средняя толщина слоя осадка остается постоянной во времени, изменяясь от нуля в месте погружения фильтровальной перегородки в суспензию до наибольшей величины в месте выхода этой перегородки из суспензии. При этом средняя скорость фильтрования в той части перегородки, которая погружена в суспензию, будет оставаться постоянной в течение всего опыта. В соответствии со сказанным при определении постоянных фильтрования на вращающемся барабанном вакуум-фильтре проводят ряд опытов при одной и той же разности давлений, но при различной скорости вращения барабана, изменяемой приводным механизмом. При этом каждой скорости вращения барабана соответствуют определенные средняя толщина осадка и средняя скорость фильтрования.

После того как будут найдены значения τ/q для всех опытов при различной скорости вращения барабана, строят прямую линию в координатах $q - \tau/q$ и обычным путем находят величину постоянных фильтрования.

В данном случае τ представляет собой продолжительность пребывания любой точки поверхности фильтрования в суспензии; не определяют из равенства:

$$\tau = k_{погр} \tau_1 \quad (IV, 27)$$

где $k_{погр}$ — отношение поверхности фильтрования барабана, погруженной в суспензию, к общей поверхности фильтрования;

τ_1 — продолжительность одного оборота барабана, сек.

Величина q является объемом фильтрата, полученного за время τ с 1 м² поверхности фильтрования барабана, погруженной в суспензию; величина этой поверхности определяется из уравнения:

$$S_{\text{погр}} = k_{\text{погр}} S_{\text{бар}} \quad (\text{IV } 28)$$

где $S_{\text{бар}}$ — общая поверхность фильтрования барабана, м².

Чтобы не вводить поправки на объем фильтрата, задержавшегося во внутренних каналах фильтра и в соединительном трубопроводе, общий объем V полученного фильтрата можно определять по объему V_c разделенной суспензии на основании следующего уравнения:

$$V = V_c (1 - m c_b) \frac{\gamma_c}{\gamma_{\text{ж}}} \quad (\text{IV } 29)$$

Удельный вес суспензии выражается равенством:

$$\gamma_c = \frac{1}{\frac{c_b}{\gamma_{\text{т}}} + \frac{1 - c_b}{\gamma_{\text{ж}}}} \quad (\text{IV } 30)$$

где $\gamma_{\text{т}}$ и $\gamma_{\text{ж}}$ — удельные веса твердых частиц и жидкой фазы суспензии, н · м⁻³; m — отношение веса осадка, содержащего в порах жидкость, к весу твердых частиц осадка, н · н⁻¹; c_b — концентрация твердых частиц в суспензии, н · н⁻¹.

Кроме того, следует учитывать, что в начале опыта поверхность фильтрования, погруженная в суспензию, не покрыта осадком. Поэтому отсчет числа оборотов барабана и определение объема фильтрата или суспензии целесообразно начинать только после того, как толщина осадка на выходе из суспензии достигнет постоянной величины. Проведя несколько серий опытов при различных разностях давлений, можно установить функциональную зависимость удельного сопротивления осадка от разности давлений, как описано ранее.

Иногда не представляется возможным изменить число оборотов барабана. Для определения постоянных фильтрования в этом случае предложен способ, основанный на изменении концентрации суспензии [97]*.

Заменяя в уравнении (II, 24) $r_0 x_0$ на $r_b x_b$, умножив обе его части на x_b^2 и приняв во внимание, что $g_{\text{ос}} = x_b q$, получим:

$$g_{\text{ос}}^2 + 2 \frac{R_{\text{ф. п}}}{r_b} g_{\text{ос}} = 2 \frac{\Delta P x_b}{\mu r_b} \tau$$

Имея в виду равенство (IV, 27) и учитывая, что продолжительность τ_1 одного оборота барабана обратно пропорциональна числу его оборотов $N_{\text{бар}}$, можно написать:

$$g_{\text{ос}}^2 + 2 \frac{R_{\text{ф. п}}}{r_b} g_{\text{ос}} = 2 \frac{\Delta P x_b k_{\text{погр}}}{\mu r_b N_{\text{бар}}} \quad (\text{IV } 31)$$

* Рассматриваемый далее способ обработки опытных данных несколько изменен по сравнению с описанным в статье [97].

В последнем уравнении величина $g_{\text{ос}}$ представляет собой отнесенный к 1 м² погруженной поверхности вес твердых частиц осадка, полученного за время τ , которое находят из равенства:

$$\tau = \frac{k_{\text{погр}}}{N_{\text{бар}}} \quad (\text{IV } 32)$$

Разделив обе части уравнения (IV, 31) на $g_{\text{ос}}$ и произведя необходимые преобразования, получим:

$$\frac{x_b}{g_{\text{ос}}} = M g_{\text{ос}} + N \quad (\text{IV } 33)$$

Здесь постоянные M и N выражаются равенствами

$$M = \frac{\mu r_b N_{\text{бар}}}{2 \Delta P k_{\text{погр}}} \quad \text{и} \quad N = \frac{\mu R_{\text{ф. п}} N_{\text{бар}}}{\Delta P k_{\text{погр}}}$$

откуда

$$r_b = \frac{2M \Delta P k_{\text{погр}}}{\mu N_{\text{бар}}} \quad (\text{IV } 34)$$

и

$$R_{\text{ф. п}} = \frac{N \Delta P k_{\text{погр}}}{\mu N_{\text{бар}}} \quad (\text{IV } 35)$$

Уравнение (IV, 33) является уравнением прямой линии, наклоненной к оси абсцисс под углом, тангенс которого равен M , и отсекающей на оси ординат (при $g_{\text{ос}} = 0$) отрезок N .

Для определения постоянных фильтрования r_b и $R_{\text{ф. п}}$ проводят серию опытов по разделению исследуемой суспензии на вращающемся барабанном вакуум-филт্রে при постоянных разности давлений и числе оборотов барабана, но при изменяющейся от опыта к опыту концентрации суспензии. По данным опытов наносят в координатах $g_{\text{ос}} - x_b/g_{\text{ос}}$ точки, которые соединяют прямой линией, продолжая ее до пересечения с осью ординат. Измерением находят значения M и N , после чего по уравнениям (IV, 34) и (IV, 35) вычисляют величины r_b и $R_{\text{ф. п}}$ (см. пример 9, стр. 134).

При использовании последнего способа не следует забывать, что изменение концентрации суспензии не должно быть значительным, так как концентрация суспензии влияет на величину удельного сопротивления осадка.

При определении постоянных фильтрования на барабанном вакуум-филт্রে трудно обеспечить такую же точность измерений, как при работе на лабораторном филт্রে с горизонтальной фильтровальной перегородкой и прозрачными стенками, где можно точно определять объемы фильтрата и осадка. Однако применение рассмотренного способа весьма целесообразно, если исследуемая суспензия в производственных условиях также разделяется на барабанном вакуум-филт্রে.

Обработка опытных данных без учета сопротивления фильтровальной перегородки [309]. Во всех рассмотренных выше случаях обработка опытных данных значительно упрощается, если

сопротивление фильтровальной перегородки настолько мало, что им можно пренебречь, приняв его величину в соответствующих уравнениях равной нулю.

Иногда сопротивление фильтровальной перегородки можно не учитывать отдельно даже при относительно большой его величине. Это можно сделать, если последующий расчет фильтра производится для толщины осадка, близкой к той, при которой выполнялись опыты по определению постоянных фильтрования. При этом свойства фильтровальной перегородки в указанных опытах и на рассчитываемом фильтре должны быть по возможности одинаковыми.

Значения удельного сопротивления осадка, определенные без учета сопротивления фильтровальной перегородки, получаются выше действительных, так как полное сопротивление, оказываемое осадком и перегородкой, при расчете относится только к осадку. В связи со сказанным очевидно, что при расчете фильтра необходимо пользоваться уравнениями, в которых сопротивление фильтровальной перегородки принято равным нулю.

Процессы при постоянной скорости

Определение постоянных фильтрования при постоянной скорости сложнее, чем при постоянной разности давлений, как по методике проведения опытов, так и по способу обработки опытных данных [92].

Далее рассматриваются два способа определения этих постоянных, которые в практическом отношении приблизительно равноценны. Первый способ имеет два варианта. По первому варианту производится обработка данных только одного опыта фильтрования при постоянной скорости, а по второму варианту обрабатываются данные нескольких таких опытов. Второй способ применим только при наличии данных нескольких опытов по фильтрованию при постоянной скорости. Очевидно, что выполнение одного опыта проще, чем нескольких, но получаемые при этом результаты менее точны. Обработка данных одного опыта в рассматриваемом случае мало отличается по степени сложности от обработки данных нескольких опытов. Первый способ основан на использовании уравнения фильтрования при постоянной скорости, а второй способ сводится к обработке опытных данных при постоянной разности давлений.

Первый способ

Если уравнение фильтрования при постоянной скорости (II, 9) отнести к 1 м² поверхности фильтрования и заменить W^2 на $W(q/\tau)$, получим:

$$\Delta P = \mu r_o r_o W q + \mu R_{ф.п} W \quad (IV, 36)$$

1. Проведен один опыт. В этом случае найденные значения q откладывают на оси абсцисс, а соответствующие им значения ΔP — на оси ординат. Полученные точки соединяют плавной линией, продолжаемой до пересечения с осью ординат.

При этом могут встретиться линии трех различных видов, определяющих дальнейшую обработку опытных данных.

1. Линия представляет собой прямую (рис. IV-5, линия a). Принимая во внимание линейную зависимость ΔP от q , можно сказать, что наклон прямой к оси абсцисс определяется тангенсом M угла β , причем

$$M = \mu r_o x_o W$$

a отрезок, отсекаемый этой прямой на оси ординат

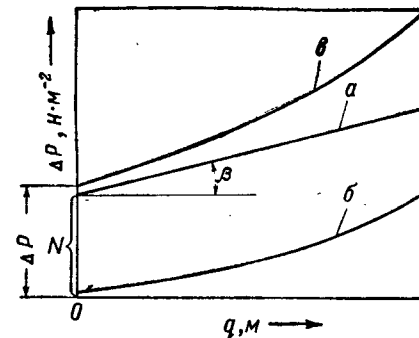
$$N = \mu R_{ф.п} W$$

Так как M и N являются по существу постоянными величинами, следует предположить, что r_o и $R_{ф.п}$ также постоянны. Это означает, что осадок и фильтровальная перегородка относятся к числу незначительно сжимаемых или несжимаемых.

Определив значения M и N графически, можно вычислить r_o и $R_{ф.п}$ по уравнениям:

$$r_o = \frac{M}{\mu x_o W} \quad (IV, 37)$$

$$R_{ф.п} = \frac{N}{\mu W} \quad (IV, 38)$$



2. Линия представляет собой кривую, отсекающую на оси ординат небольшой отрезок (рис. IV-5, линия b). Небольшая величина этого отрезка обусловливается незначительным сопротивлением фильтровальной перегородки, вследствие чего можно принять, что $R_{ф.п} = 0$. В данном случае уравнение (IV, 36) приобретает вид:

$$\Delta P = \mu r_o x_o W q$$

откуда

$$r_o = \frac{\Delta P}{\mu x_o W q} \quad (IV, 39)$$

Принимая во внимание уравнение (II, 64), можно написать:

$$r_o' (\Delta P)' = \frac{\Delta P}{\mu x_o W q} \quad (IV, 40)$$

Обозначив правую часть этого уравнения через A , после логарифмирования получим:

$$\lg r_o' + s' \lg (\Delta P) = \lg A \quad (IV, 41)$$

Рис. IV-5. График к определению постоянных фильтрования при постоянной скорости процесса по данным одного опыта.

Нетрудно видеть, что в координатах $\lg \Delta P - \lg A$ получается прямая линия с наклоном s' к оси абсцисс, отсекающая на оси ординат отрезок $\lg r'_0$.

Таким образом можно определить входящие в уравнение (II, 64) величины s' и r'_0 , характеризующие удельное сопротивление сжимаемого осадка.

3. Линия представляет собой кривую, отсекающую на оси ординат значительный отрезок (рис. IV-5, линия σ). Подставляя в уравнение (IV, 36) значение r_0 из уравнения (II, 64) и заменяя по аналогии с последним уравнением $R_{\Phi, \Pi}$ на $R'_{\Phi, \Pi}(\Delta P)^k$, находим:

$$\Delta P = \mu r'_0 (\Delta P)^{s'} x_0 W q + \mu R'_{\Phi, \Pi} (\Delta P)^k W \quad (IV, 42)$$

где $R'_{\Phi, \Pi}$ и k — эмпирические постоянные.

Способ обработки опытных данных в этом случае наиболее сложен и состоит в следующем.

Подбирают четыре значения $(\Delta P)_1$, $(\Delta P)_2$, $(\Delta P)_3$ и $(\Delta P)_4$ и соответствующие им значения q_1 , q_2 , q_3 и q_4 таким образом, чтобы

$$\frac{(\Delta P)_2}{(\Delta P)_1} = \frac{(\Delta P)_3}{(\Delta P)_2} = \frac{(\Delta P)_4}{(\Delta P)_3} = p_0 \quad (IV, 43)$$

Затем методом последовательных приближений вычисляют примерную величину показателя степени k по уравнению:

$$\frac{q_2 q_4}{q_3^2} = 1 - \frac{1}{2 + p_0^{1-k} + p_0^{k-1}} \quad (IV, 44)$$

Если эта величина получается отрицательной, то принимают $k = 0$, если она превышает 0,5, принимают $k = 0,5$.

Затем определяют отрезок ΔP , отсекаемый кривой на оси ординат при $q = 0$. Уравнение (IV, 42) при $q = 0$ принимает вид:

$$\Delta P = \mu R'_{\Phi, \Pi} (\Delta P)^k W$$

откуда

$$R'_{\Phi, \Pi} = \frac{\Delta P^{1-k}}{\mu W} \quad (IV, 45)$$

Для определения r'_0 и s' уравнение (IV, 42) следует написать так:

$$r'_0 (\Delta P)^{s'} = \frac{\Delta P}{\mu x_0 W q} - \frac{R'_{\Phi, \Pi} (\Delta P)^k}{x_0 q} \quad (IV, 46)$$

Обозначив правую часть уравнения (IV, 46) через A и логарифмируя полученное уравнение, можно определить значения s' и r'_0 , как описано выше.

Здесь уместно отметить несколько более простой способ определения постоянных фильтрования при постоянной скорости процесса на основании данных одного опыта [15, 75]. Этот способ можно применять при соблюдении двух условий:

удельное сопротивление осадка является функцией от падения статического давления жидкости в осадке;

сопротивление фильтровальной перегородки не зависит от разности давлений.

Подставляя в уравнение (IV, 36) по аналогии с уравнением (II, 64) вместо r_0 величину $r'_0 (\Delta P_{oc})^{s'}$ и принимая $R_{\Phi, \Pi} = \text{const}$, с учетом равенства (II, 43) после небольших преобразований получим:

$$\frac{\Delta P - \Delta P_{\Phi, \Pi}}{(\Delta P_{oc})^{s'}} = \mu r'_0 x_0 W q$$

Принимая во внимание уравнение (II, 37), можно написать:

$$(\Delta P_{oc})^{1-s'} = \mu r'_0 x_0 W q$$

или

$$(1-s') \lg (\Delta P_{oc}) - \lg A = \lg q \quad (IV, 47)$$

Здесь

$$A = \mu r'_0 x_0 W \quad (IV, 48)$$

Уравнение (IV, 47) в координатах $\lg \Delta P_{oc} - \lg q$ выражается прямой линией; тангенс угла наклона прямой к оси абсцисс равен $1-s'$, а отрезок, отсекаемый этой прямой на оси ординат, соответствует величине $\lg A$.

Уравнение (IV, 47) используется для определения постоянных фильтрования s' и r'_0 (см. пример 10) стр. 135).

II. Проведено несколько опытов. Для каждого опыта в координатах $q - \Delta P$ строят кривые, которые продолжают до пересечения с осью ординат; при этом каждая кривая отсекает на оси ординат отрезок ΔP . Затем для каждого опыта вычисляют сопротивление фильтровальной перегородки по уравнению (IV, 45), которое для этого преобразовывается следующим образом:

$$R'_{\Phi, \Pi} (\Delta P)^k = \frac{\Delta P}{\mu W} \quad (IV, 49)$$

Обозначив правую часть уравнения (IV, 49) через A и логарифмируя полученное уравнение, можно найти значения k и $R'_{\Phi, \Pi}$ так же, как это делалось ранее при определении значений s' и r'_0 .

Величины s' и r'_0 определяются тем же способом, как и в случае проведения только одного опыта. При этом согласно уравнению (IV, 46) в координатах $\lg \Delta P - \lg A$ для всех опытов строится одна прямая. Очевидно, эта прямая в данном случае строится по значительно большему числу точек по сравнению с числом точек, полученных на основании одного опыта (см. пример 11, стр. 136).

Второй способ

Этот способ [293] основан на использовании уравнения

$$\frac{\tau}{q} = \frac{\mu r_0 x_0}{\Delta P} q + \frac{\mu R_{\Phi, \Pi}}{\Delta P} \quad (IV, 50)$$

которое легко получить из уравнения (II, 10). Применяя уравнение (II, 64) и аналогичное уравнение для фильтровальной перегородки $R_{ф.п} = R'_{ф.п}(\Delta P)^k$, найдем из уравнения (IV, 50):

$$\frac{\tau}{q} = Aq + B \quad (IV, 51)$$

Здесь

$$A = \mu r'_o (\Delta P)^{s'-1} x_o \quad (IV, 52)$$

и

$$B = \mu R'_{ф.п} (\Delta P)^{k-1} \quad (IV, 53)$$

По рассматриваемому способу проводят ряд опытов, например 8 или 10, по разделению суспензии с различной для каждого опыта, но постоянной скоростью фильтрования. На основании полученных результатов строят для всех опытов график, показывающий повышение разности давлений в зависимости от увеличения

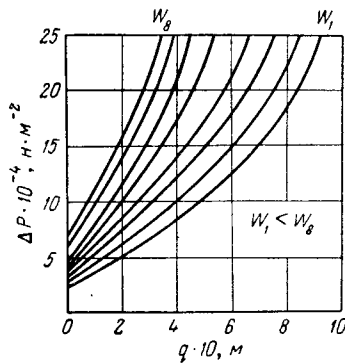


Рис. IV-6. Ко второму способу определения постоянных фильтрования при постоянной скорости. Зависимость ΔP от q при $W = \text{const}$.

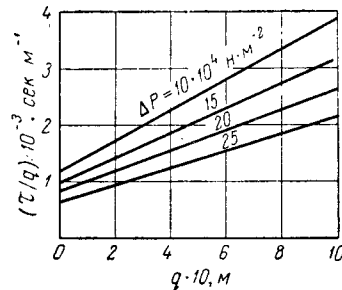


Рис. IV-7. Ко второму способу определения постоянных фильтрования при постоянной скорости. Зависимость $1/W = \tau/q$ от q при $\Delta P = \text{const}$.

объема собранного фильтрата при постоянной скорости фильтрования. При этом в общем случае получают ряд кривых, соответствующих по числу выполненным опытам, как показано на рис. IV-6.

Далее на указанном графике проводят несколько, например 4 или 5, прямых линий, параллельных горизонтальной оси и пересекающих линии постоянной скорости фильтрования (на рис. IV-6 горизонтальные линии совпадают с сеткой графика). Затем, используя полученные результаты, строят график, показывающий зависимость величины τ/q , обратной постоянной скорости фильтрования, от объема собранного фильтрата q для определенных значений ΔP , отмеченных на рис. IV-6. В соответствии с уравнением (IV, 51) при таком построении должны получаться прямые линии, так как величины A и B в этом уравнении постоянны при неизменной величине ΔP (рис. IV-7).

Дальнейшая операция состоит в нахождении обычным путем постоянных r'_o , s' , $R'_{ф.п}$ и k . Обработка опытных данных по рассмотренному способу пояснена в примере 11 (стр. 136).

Таким образом, второй способ определения постоянных фильтрования при постоянной скорости отличается возможностью уменьшения количества вычислений при достаточно большом числе проведенных опытов за счет перехода от графика на рис. IV-6 к графику на рис. IV-7.

Процессы при переменных разности давлений и скорости

Несмотря на довольно частое применение в промышленности процессов фильтрования в условиях переменных разности давлений и скорости, что связано с транспортированием суспензии на фильтр центробежными насосами, до последнего времени уделялось недостаточное внимание. Здесь описан способ нахождения постоянных фильтрования, характеризующийся тем, что исследование выполняют на небольшом модельном фильтре в заводских условиях параллельно с действующим производственным фильтром, причем для получения необходимых данных во всем диапазоне изменения разности давлений и скорости достаточно провести только один опыт. При этом сохраняется почти полная идентичность свойств суспензии, поступающей на производственный и модельный фильтры [293].

Опыт проводят так, что суспензию из резервуара, где она хранится, центробежным насосом подают одновременно по двум параллельным трубопроводам на производственный и модельный фильтры. На трубопроводе, по которому суспензия поступает на модельный фильтр, имеется байпасная линия с регулирующим вентилем, позволяющим изменять или поддерживать постоянным давление в этом трубопроводе; суспензия по байпасной линии возвращается в упомянутый резервуар.

В течение опыта давление суспензии, поступающей на модельный фильтр, ступенчато повышается несколько раз, но в пределах каждой ступени оно поддерживается постоянным. Выполненный таким образом единичный опыт равноценен ряду опытов при различной разности давлений.

На основании результатов такого единичного опыта в координатах объем фильтрата — продолжительность фильтрования (рис. IV-8) получается ряд сопряженных параболических кривых, число

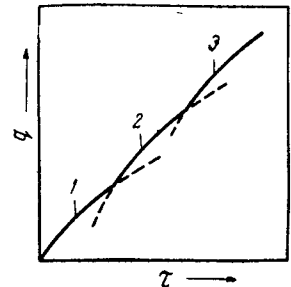


Рис. IV-8. К определению постоянных фильтрования при переменных разности давлений и скорости:
1 — 3 — ступени опыта при постоянной разности давлений.

которых равно числу ступеней опыта, проведенных при постоянной разности давлений. Обработку опытных данных надлежит выполнять для каждой ступени по уравнению (IV.3), которое в данном случае необходимо привести к виду:

$$\frac{\tau - \tau_n}{q - q_n} = M(q - q_n) + N \quad (\text{IV, 54})$$

В этом уравнении индекс n относится к общему объему фильтрата, собранного во всех предшествующих ступенях опыта, и к общей продолжительности фильтрования для тех же ступеней опыта. Сопротивление фильтровальной перегородки, наряду с удельным сопротивлением осадка при наименьшей разности давлений, определяется из данных, полученных в первой ступени опыта.

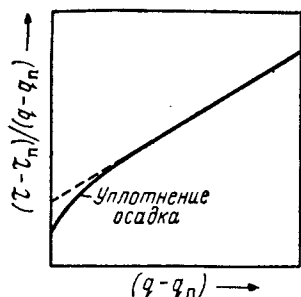


Рис. IV-9. К определению постоянных фильтрования при переменных разности давлений и скорости (стадия уплотнения осадка).

В качестве сопротивления фильтровальной перегородки во всех последующих ступенях опыта, проведенных при ступенчато повышающейся разности давлений, следует рассматривать суммарное сопротивление этой перегородки и отложившегося на ней осадка. Значения M и N в уравнении (IV, 54) для всех ступеней опыта находят, как обычно, путем построения графика в координатах $(\tau - \tau_n)/(q - q_n) - (q - q_n)$ и нахождения величины отрезка, отсекаемого получающейся прямой на вертикальной оси, и угла наклона этой прямой к горизонтальной оси.

Следует иметь в виду, что для рассматриваемого способа определения постоянных фильтрования специфичен график, показанный на рис. IV-9. Появление на прямой изогнутого участка, соответствующего началу данной ступени опыта, объясняется уплотнением осадка, вызванным переходом от меньшей разности давлений к большей.

Сопротивление фильтровальной перегородки находят по величине отрезка N для первой стадии опыта, а удельное сопротивление осадка при различных разностях давлений определяют на основании значений углов наклона M для всех ступеней опыта.

Полученные таким образом постоянные фильтрования используют затем при анализе процессов фильтрования при переменных разности давлений и скорости.

ОТНОШЕНИЕ ОБЪЕМА ОСАДКА ИЛИ ВЕСА ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ ОСАДКА К ОБЪЕМУ ФИЛЬТРАТА ПРИ ФИЛЬТРОВАНИИ С ОБРАЗОВАНИЕМ ОСАДКА

Величину x_0 находят делением объема осадка, образовавшегося на фильтре, на объем фильтрата, собранного в приемнике. Необходимо следить за тем, чтобы в конце опыта, по данным ко-

торого определяют величину x_0 , поры осадка были целиком заполнены жидкостью. При вытеснении жидкости из пор воздухом получаются неверные результаты, так как количество фильтрата в приемнике возрастает. Кроме того, структура и объем осадка при прохождении воздуха через его поры могут изменяться.

Величину x_b находят делением веса твердых частиц осадка на объем фильтрата. В этом случае необходимо также следить за тем, чтобы в конце опыта поры осадка были целиком заполнены жидкостью. Вес твердых частиц осадка определяется после его высушивания до постоянного веса. Если жидкая фаза суспензии относится к числу нелетучих жидкостей, она отделяется от твердых частиц экстракцией летучим растворителем, после чего твердые частицы высушиваются.

Рассмотрим суспензию, 1 н которой содержит c_b н твердых частиц и $1 - c_b$ н жидкой фазы. После разделения 1 н такой суспензии на фильтре образуется осадок весом mc_b н, а количество полученного фильтрата составит $1 - mc_b$ н (здесь m — отношение веса осадка, содержащего в порах жидкость, к весу твердых частиц осадка, в н·н⁻¹). При этом объем фильтрата будет равен $(1 - mc_b)/\gamma_{ж}$. Отсюда

$$x_b = \frac{c_b \gamma_{ж}}{1 - mc_b} \quad (\text{IV, 55})$$

Значение c_b определяют высушиванием суспензии до постоянного веса твердых частиц или другими специальными способами. Значение m находят на основании весов осадка до и после высушивания.

Объем осадка на фильтре составит:

$$\frac{c_b}{\gamma_t} + \frac{c_b(m-1)}{\gamma_{ж}}$$

Разделив этот объем на найденный при выводе уравнения (IV, 55) объем фильтрата, получим:

$$x_0 = \frac{c_b \gamma_{ж}}{1 - mc_b} \left(\frac{1}{\gamma_t} + \frac{m-1}{\gamma_{ж}} \right) \quad (\text{IV, 56})$$

или, учитывая уравнение (IV, 55):

$$x_0 = x_b \left(\frac{1}{\gamma_t} + \frac{m-1}{\gamma_{ж}} \right) \quad (\text{IV, 57})$$

Уравнение (IV, 56) нецелесообразно применять для вычисления x_0 , так как эту величину значительно проще получить непосредственным измерением объемов осадка и фильтрата. Уравнение (IV, 57) используют для определения x_0 , когда известны значения x_b , m , γ_t и $\gamma_{ж}$. При известных значениях x_b , γ_t и $\gamma_{ж}$ величину x_0 можно вычислить также по уравнению (II, 73).

Как уже указывалось, при возрастании ΔP значение x_0 для сжимаемых осадков уменьшается в большей степени, чем значение x_b . Полученные из опыта (или вычисленные) значения x_0 и x_b могут быть выражены в виде функциональных зависимостей

$x_0 = f(\Delta P)$ и $x_b = f(\Delta P)$, аналогичных зависимостям для удельного сопротивления осадка. Можно пользоваться также средними значениями x_0 и x_b , так как по сравнению с r_0 и r_b эти величины в зависимости от изменения ΔP изменяются относительно мало.

Если жидкая фаза суспензии является летучей жидкостью, содержащей нелетучие вещества, то по окончании высушивания суспензии эти вещества будут находиться в смеси с твердыми частицами. Количество растворенных нелетучих веществ в 1 н такой суспензии, очевидно, составит $(1 - c_b) c'_b$ н, где c'_b — концентрация этих веществ в жидкой фазе суспензии (в н · н⁻¹). Общая концентрация твердых частиц и нелетучих веществ, находящаяся опытным путем в результате высушивания суспензии, будет равна:

$$c_{\text{общ}} = c_b + (1 - c_b) c'_b \quad (\text{IV, 58})$$

Отсюда вес твердых частиц, полученных после разделения 1 н суспензии, составит (см. пример 12, стр. 138):

$$c_b = \frac{c_{\text{общ}} - c'_b}{1 - c'_b} \quad (\text{IV, 59})$$

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОСТОЯННЫХ ФИЛЬТРОВАНИЯ ДЛЯ ПРОЦЕССОВ С ЗАКУПОРИВАНИЕМ ПОР

Процессы при постоянной разности давлений

Прежде всего устанавливают, к какому виду относится исследуемый процесс фильтрации, т. е. определяют, происходит ли фильтрация с полным или постепенным закупориванием пор или фильтрация промежуточного вида. После этого можно найти постоянные фильтрации, входящие в состав уравнения, которое соответствует установленному виду фильтрации.

Вид фильтрации устанавливают графическим исследованием зависимости между некоторыми опытными величинами. Так, из уравнения (III, 4) видно, что линейная зависимость между скоростью фильтрации и количеством полученного фильтрата указывает на фильтрацию с полным закупориванием пор. Из уравнения (III, 20) следует, что линейная зависимость между продолжительностью фильтрации и отношением продолжительности фильтрации к количеству полученного фильтрата характеризует фильтрацию с постепенным закупориванием пор. Наконец, уравнение (III, 24) показывает, что линейная зависимость между величиной, обратной скорости фильтрации, и продолжительностью фильтрации указывает на фильтрацию промежуточного вида.

Следует отметить, что точное измерение скорости фильтрации затрудняется тем, что она обычно определяется как средняя величина за некоторый промежуток времени.

Чтобы устранить по возможности влияние погрешностей при измерениях, этот промежуток времени выбирают не слишком ма-

лым. Возможно также применение измерительных приборов, непосредственно отмечающих скорость поступления фильтрата.

В каждое из трех указанных уравнений входят две постоянные фильтрации — начальная скорость фильтрации $W_{\text{нач}}$ и одна из постоянных k , k' или k'' . Определение этих постоянных при соблюдении упомянутых выше линейных зависимостей не представляет затруднений (см. пример 14, стр. 139).

При использовании общих уравнений фильтрации можно исходить из соотношения (III, 46), которое следует привести к виду

$$\tau = \frac{1}{(2-b)k} (W^{b-2} - W_{\text{нач}}^{b-2}) \quad (\text{IV, 59a})$$

Следует помнить, что это уравнение при $b = 2$ представляет собой неопределенность вида $\infty \cdot 0$.

Введем промежуточные значения:

$$x = b - 2; \quad y = 1/[(2-b)k]; \quad z = -W_{\text{нач}}^{b-2}/[(2-b)k]$$

После этого уравнение (IV, 59a) можно написать следующим образом

$$\tau = yW^x + z \quad (\text{IV, 59б})$$

или

$$\lg(\tau - z) = \lg y + x \lg W \quad (\text{IV, 59в})$$

Это уравнение выражает линейную зависимость $\lg(\tau - z)$ от $\lg W$ и может быть использовано для определения величин x , y и z на основании опытных данных.

Применение приведенных зависимостей пояснено в примере 15 (стр. 140).

Процессы при постоянной скорости

Предварительно устанавливают, относится ли фильтрация при постоянной скорости к процессу с постепенным закупориванием пор. Такой вид фильтрации осуществляется, если при обработке опытных данных по уравнению (III, 39) в соответствующих координатах получается прямая линия. Определение постоянных C и $\Delta P_{\text{нач}}$ в уравнении (III, 39) при наличии такой прямой линии выполняют, как обычно, по отрезку, отсекаемому ею на вертикальной оси, и наклону ее к горизонтальной оси.

Процессы при переменных разности давлений и скорости

Для процессов с постепенным закупориванием пор указана возможность определения постоянных фильтрации способом, аналогичным описанному для процесса фильтрации с образованием осадка при переменных разности давлений и скорости [293]. При этом рекомендовано использовать модифицированное уравнение [III, 20].

**ПОЛУЧЕНИЕ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ДАННЫХ,
НЕОБХОДИМЫХ ДЛЯ РАСЧЕТА ФИЛЬТРОВ
БЕЗ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ПОСТОЯННЫХ ФИЛЬТРОВАНИЯ**

Название данного раздела не совсем соответствует теме настоящей главы, однако его содержание настолько тесно связано с определением постоянных фильтрования, что последующие сведения представляется целесообразным изложить здесь.

При практических исследованиях процесса фильтрования (в частности, на вращающихся непрерывнодействующих фильтрах различной конструкции) иногда нет необходимости определять отношение объема осадка к объему фильтрата и удельное сопротивление осадка. Достаточно, например, установить при данных условиях продолжительность фильтрования, необходимую для получения осадка заданной толщины. Для этого пользуются различными лабораторными листовыми фильтрами [6, 98, 99], на которых можно найти также и другие величины, характеризующие работу вращающихся непрерывнодействующих фильтров — скорость промывки, требуемое количество промывной жидкости, продолжительность продувки осадка воздухом. Кроме того, при помощи таких фильтров можно исследовать условия снятия осадка с фильтровальной ткани.

В этих случаях опыты на моделирующем фильтре должны проводиться в тех же условиях, какие приняты для производственного фильтра. В частности, опыты следует выполнять при тех же разности давлений или скорости фильтрования, концентрации и температуре суспензии, используя ту же фильтровальную перегородку. Во время опытов необходимо наблюдать и отмечать значения всех величин, характеризующих исследуемый процесс фильтрования.

На основании проведенных таким образом опытов можно построить график уменьшения скорости фильтрования для процесса при постоянной разности давлений или повышения разности давлений для процесса при постоянной скорости фильтрования в зависимости от времени. Такой график позволит установить для производственного фильтра продолжительность процесса, при которой достигается наименьшая целесообразная величина конечной скорости фильтрования или наибольшая допустимая величина конечной разности давлений [295].

С применением основного уравнения фильтрования разработан [294] графоаналитический способ перехода от опытов, проведенных на оборудовании относительно небольшого размера, к процессам производственного масштаба при изменении разности давлений, концентрации суспензии и вязкости ее жидкой фазы. При использовании этого метода отпадает необходимость в определении постоянных фильтрования; метод позволяет оценивать точность выполненных измерений.

По рассматриваемому способу анализируются процессы фильтрования, которые в значительной части протекают при постоянной разности давлений, причем первая часть таких процессов осуществляется при повышении упомянутой разности. Это повышение может быть обусловлено двумя причинами: проведением первой части процесса при постоянной скорости фильтрования или запаздыванием момента достижения постоянной разности давлений относительно начала фильтрования.

Способ основан на построении идеализированной кривой фильтрования в координатах время — объем фильтрата [93]. В качестве исходного применяется уравнение (II, 5).

Введя в это уравнение эквивалентный объем фильтрата $V_{\text{экр}}$ в соответствии с равенством (II, 29), после небольших преобразований получим:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta P S^2}{\mu r_o x_o (V + V_{\text{экр}})} \quad (\text{IV}, 60)$$

В последнем уравнении сумма $V + V_{\text{экр}}$ обозначает условный объем фильтрата, отнесенный ко времени τ , когда действительный объем собранного фильтрата составляет V . Обозначив упомянутую сумму через V^* , уравнение (IV, 60) можно написать в таком виде:

$$d\tau = K V^* dV \quad (\text{IV}, 61)$$

где при постоянной разности давлений

$$K = \frac{\mu r_o x_o}{\Delta P S^2} = \text{const} \quad (\text{IV}, 62)$$

После интегрирования последнего уравнения в пределах от τ_1 до τ_2 и от V_1^* до V_2^* найдем:

$$\tau_2 - \tau_1 = K [(V_2^*)^2 - (V_1^*)^2] / 2 \quad (\text{IV}, 63)$$

Уравнение (IV, 63) применимо ко всему идеализированному процессу фильтрования при постоянной разности давлений или к части такого процесса.

Обозначим через τ_1, τ_2, τ_3 и т. д. последовательные отсчеты времени от начала фильтрования, когда $\tau = 0$. Примем, что за интервалы времени $(\Delta\tau)_1 = \tau_2 - \tau_1$, $(\Delta\tau)_2 = \tau_3 - \tau_2$ и т. д. собираются равные объемы фильтрата ΔV . Тогда на основании уравнения (IV, 63) можно написать:

$$(\Delta\tau)_1 = K [(V_1^* + \Delta V)^2 - (V_1^*)^2] / 2 = K [(2V_1^* \Delta V) + (\Delta V)^2] / 2 \quad (\text{IV}, 64)$$

$$(\Delta\tau)_2 = K [(V_1^* + 2\Delta V)^2 - (V_1^* + \Delta V)^2] / 2 = K [(2V_1^* \Delta V) + 3(\Delta V)^2] / 2 \quad (\text{IV}, 65)$$

$$(\Delta\tau)_3 = K [(V_1^* + 3\Delta V)^2 - (V_1^* + 2\Delta V)^2] / 2 = K [(2V_1^* \Delta V) + 5(\Delta V)^2] / 2 \quad (\text{IV}, 66)$$

и т. д.

Из этой последовательности уравнений можно сделать вывод, что

$$(\Delta\tau)_{n+1} - (\Delta\tau)_n = (\Delta\tau)_n - (\Delta\tau)_{n-1} = K (\Delta V)^2 = z \quad (\text{IV}, 67)$$

Следовательно, интервалы времени $\Delta\tau$ представляют собой арифметическую прогрессию с разностью $K(\Delta V)^2 = z$. Таким образом, для идеализированного процесса при постоянной разности давлений может быть построена кривая в координатах $\tau - V$, отличающаяся следующей особенностью: равным приращениям объема фильтрата ΔV соответствуют такие приращения времени фильтрации, которые представляют собой арифметическую прогрессию с разностью z .

Построение идеализированной кривой фильтрации производится следующим образом. В координатах $\tau - V$ строят действительную кривую процесса фильтрации на основании данных, полученных на небольшом фильтре (сплошная кривая 1 на рис. IV-10);

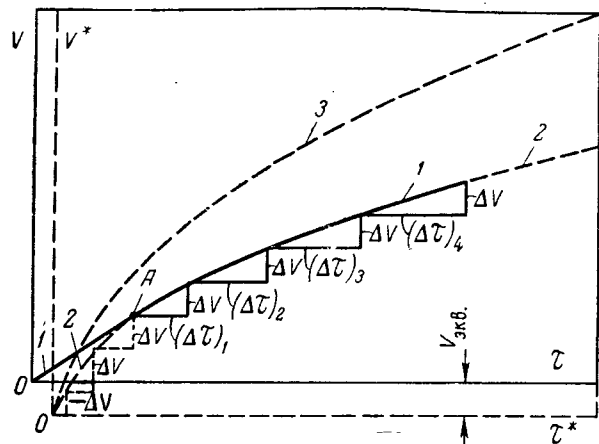


Рис. IV-10. К моделированию процессов фильтрации:
1 — действительная кривая; 2 — идеализированная кривая при данной разности давлений; 3 — идеализированная кривая при другой разности давлений (моделирование).

эта кривая проходит через начало координат, так как при $\tau = 0$ и $V = 0$. От некоторой точки, находящейся на правом конце кривой 1, откладывают вниз вертикальный отрезок, равный выбранной величине приращения объема фильтрата ΔV . Из конца этого отрезка проводят горизонтальную линию до пересечения с кривой 1; полученный таким образом новый отрезок соответствует интервалу времени $(\Delta\tau)_4$, которое необходимо для получения фильтрата в количестве ΔV .

Аналогичным образом строят отрезки $(\Delta\tau)_3$, $(\Delta\tau)_2$ и $(\Delta\tau)_1$. Измерение величин этих отрезков указывает, что значения $(\Delta\tau)_1$, $(\Delta\tau)_2$, $(\Delta\tau)_3$ и $(\Delta\tau)_4$ в исследуемом случае представляют собой арифметическую прогрессию с постоянной разностью. Это означает, что участок кривой 1 вправо от точки A соответствует процессу фильтрации при постоянной разности давлений. Участок упомянутой кривой влево от точки A выражает процесс фильтро-

вания при повышающейся разности давлений. Откладывая влево от точки A отрезки ΔV , величины которых остаются неизменными, и отрезки $\Delta\tau$, величины которых уменьшаются в арифметической прогрессии, получают идеализированную кривую 2, которую можно продолжить вправо от конца действительной кривой 1 (для ясности чертежа два отрезка ΔV влево от точки A имеют неодинаковую длину). Начало кривой 2 совпадает с началом гипотетических координат $\tau^* = V^*$. Очевидно, что отрезок между действительной осью абсцисс τ и гипотетической τ^* представляет собой величину $V_{\text{экв}}$.

Если уравнение (IV, 63) написать применительно к идеализированной кривой фильтрации, которая начинается в точке $\tau^* = 0$ и $V^* = 0$, получим:

$$\tau^* = (K/2) (V^*)^2 \quad (\text{IV, 68})$$

Принимая во внимание уравнение (IV, 62), можно написать:

$$V^* = \left(\frac{2 \Delta P S^2}{\mu r_0 x_0} \right)^{1/2} (\tau^*)^{1/2} \quad (\text{IV, 69})$$

Из этого уравнения видно, что для идеализированного процесса фильтрации объем фильтрата, полученного за одно и то же время, прямо пропорционален корню квадратному из разности давлений и обратно пропорционален корню квадратному из вязкости фильтрата и концентрации суспензии. Сказанное имеет силу при условии, что сопротивление фильтровальной перегородки и удельное сопротивление осадка не зависят от разности давлений и концентрации суспензии.

При моделировании выполняют построение второй идеализированной кривой в тех же координатах $\tau^* - V^*$. Так, при увеличении разности давлений от $(\Delta P)_1$ до $(\Delta P)_2$ строят кривую, все ординаты которой в $[(\Delta P)_2/(\Delta P)_1]^{1/2}$ раз больше соответствующих ординат первоначальной идеализированной кривой (рис. IV-10, кривая 3).

При различных сопротивлениях фильтровальной перегородки в моделирующем и производственном фильтрах ось τ^* перемещают в другое положение относительно оси τ , изменяя величину $V_{\text{экв}}$. При этом перемещается и начало координат идеализированной кривой. Данные о сопротивлении обеих перегородок получают из дополнительных опытов.

Если в производственных условиях осуществляют фильтрацию при постоянной разности давлений, то соотношение между объемом фильтрата и продолжительностью фильтрации определяют по идеализированной кривой, поскольку в упомянутых условиях продолжительность стадии достижения постоянной разности давлений относительно невелика.

Если в производственных условиях выполняют фильтрацию при постоянной скорости, то предварительно находят наклон прямой в координатах время — объем фильтрата, характеризующий

выбранную постоянную скорость фильтрования. Затем в подходящей точке проводят касательную к идеализированной кривой с тем же наклоном, которая продолжается до пересечения с осью t^* . Точка пересечения является в этом случае началом координат.

Для сжимаемого осадка предварительно необходимо определить зависимость его удельного сопротивления от разности давлений и при переходе от одной разности давлений к другой вместо $[(\Delta P)^2/(\Delta P)_1]^{1/2}$ использовать $\{[(\Delta P)_2(r_0)_1]/[(\Delta P)_1(r_0)_2]\}^{1/2}$.

Если в первой стадии построения идеализированной кривой обнаружится, что величины Δt , соответствующие одинаковым значениям ΔV , имеют различные приращения, которые нельзя объяснить погрешностями при измерениях, это означает, что при выполнении опытов допущены ошибки. Другая причина этого может состоять в том, что уплотнение осадка не заканчивается к моменту начала стадии фильтрования при постоянной разности давлений.

УСТРОЙСТВА ДЛЯ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ПОСТОЯННЫХ ФИЛЬТРОВАНИЯ

Выбор устройств для определения постоянных фильтрования в случае, когда главной задачей является сравнение величин сопротивления осадка или фильтровальной перегородки, как уже отмечалось, значительно проще, чем в случае, когда необходимо по возможности точное установление величин этих постоянных для последующего расчета фильтров.

Известен ряд устройств, которые могут быть использованы для исследования постоянных фильтрования; часть таких устройств описана ниже.

В простейшем виде подобное устройство [90, 91] представляет собой обычную лабораторную фильтровальную воронку с горизонтальной фильтровальной перегородкой из спекшихся частиц стеклнного порошка, присоединенную к сборнику фильтрата, который сообщается с источником вакуума. Суспензию заливают в воронку, после чего незамедлительно разделяют ее под действием вакуума, отмечая при этом продолжительности фильтрования по секундомеру и объемы фильтрата по шкале на сборнике или воронке.

Лабораторное устройство [309] для определения постоянных фильтрования под вакуумом включает сосуд емкостью 10 л с лопастной мешалкой и рубашкой, фильтровальную воронку с поверхностью 0,01 м², комплект приемников фильтрата, а также систему измерения и регулирования вакуума. Лопастная мешалка расположена над дном сосуда и укрепена на вертикальном валу, проходящем через дно и получающем вращательное движение от электродвигателя через редуктор; число оборотов мешалки можно регулировать.

Фильтровальная воронка, выполненная из нержавеющей стали, имеет ниппель для присоединения к источнику вакуума и может

быть погружена в суспензию так, что ее поверхность фильтрования будет обращена вниз или вверх; воронка в случае необходимости может перемещаться в вертикальном направлении. В воронке находится опорная перегородка, на которую помещают фильтровальную перегородку, например ткань, и резиновую прокладку. На последнюю накладывают кольцо высотой 30 мм, которое прижимают к корпусу воронки при помощи второго навинчивающегося на него кольца.

Комплект, состоящий из восьми цилиндрических приемников 1 (рис. IV-11), расположен на основании 2, укрепленном на вертикальном валу 3. Каждый приемник соединен короткой трубкой 4 с распределительным клапаном 5, который обеспечивает поступление фильтрата, перемещающегося из воронки по трубке 6, в данный приемник; это достигается поворотом всего комплекта на определенный угол при помощи приспособления 7. Каждый приемник соединен также посредством стеклянных трубок 8, коллектора 9 и автоматического мембранного регулятора разрежения (на рисунке не показан) с источником вакуума. Разрежение измеряется ртутными манометрами.

Другое лабораторное устройство для определения постоянных фильтрования под вакуумом показано на рис. IV-12 и IV-13. Это устройство

отличается возможностью почти мгновенного достижения необходимой разности давлений вследствие незначительного объема пространства в фильтре под фильтровальной перегородкой при относительно большом объеме ресивера. Другой его особенностью является возможность очень точного измерения объема фильтрата по изменению уровня суспензии на фильтре; объем осадка в данном случае можно также точно установить, измеряя его толщину на фильтре при помощи миллиметровой шкалы.

Лабораторное устройство [309] для определения постоянных фильтрования под давлением до $120 \cdot 10^4$ н·м⁻² включает воронку с горизонтальной поверхностью 0,01 м², два сосуда с мешалками и рубашками и регулятор давления на линии сжатого воздуха. В сосудах находятся суспензия и промывная жидкость, которые последовательно подаются сверху на воронку; фильтрат и

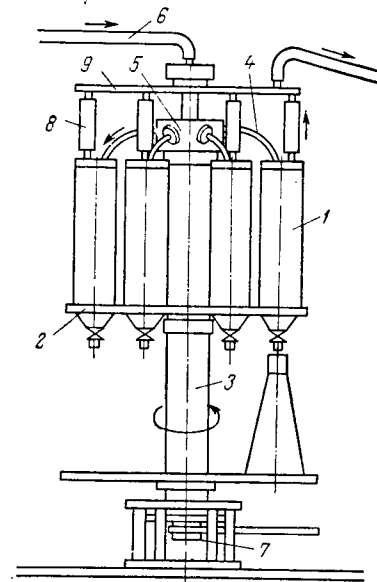


Рис. IV-11. Комплект приемников фильтрата с распределительным клапаном:

1 — приемник фильтрата; 2 — поддерживающее основание; 3 — вал; 4 — соединительная трубка; 5 — распределительный клапан; 6 — трубка для фильтрата; 7 — поворотное приспособление; 8 — стеклянная трубка; 9 — коллектор.

промывная жидкость удаляются из нижней части воронки в отдельные сборники. Давление измеряется манометрами, а температура — термометрами.

В устройствах для определения постоянных фильтрования под вакуумом и давлением в качестве приемника фильтрата может быть использован прибор [309], позволяющий автоматически регистрировать время получения одинаковых объемов фильтрата. В этом случае фильтрат из воронки поступает по трубе в вертикальный сборник, внутри которого размещены на равном расстоянии один от другого электрические датчики уровня. Эти датчики

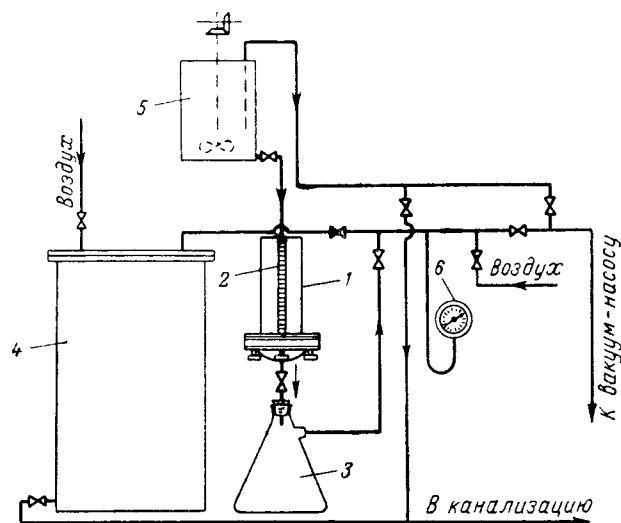


Рис. IV-12. Схема лабораторного устройства для фильтрования под вакуумом:

1 — фильтр из органического стекла; 2 — миллиметровая шкала; 3 — приемник из силикатного стекла для фильтрата (емкость 2 л); 4 — стальной ресивер (емкость 20 л); 5 — стальной сосуд для приготовления суспензии (емкость 10 л); 6 — вакуумметр.

по мере заполнения сборника фильтратом посылают периодические импульсы самописцу, регистрирующему время фильтрования при получении равных объемов фильтрата.

Описан ряд других устройств для определения постоянных фильтрования, в частности однолистовой фильтр для работы под вакуумом и многолистовой фильтр для работы под давлением; фильтр с вертикальным цилиндрическим корпусом для работы под вакуумом и аналогичный фильтр для работы под давлением, нагреваемые лампами с рефлекторами с целью поддержания необходимой температуры суспензии в процессе фильтрования [312]; горизонтальный однорамный фильтр для работы под давлением [297]; частично автоматизированное устройство для работы при постоянной скорости фильтрования [92].

Все указанные выше устройства для определения постоянных фильтрования могут быть использованы не только при сравнительных исследованиях, но с большей или меньшей степенью точности и для определения этих постоянных с целью применения их в последующих расчетах фильтров. Однако в этом случае почти всегда следует предпочесть, если возможно, определение постоянных фильтрования на моделирующем фильтре той же конструкции, какую предполагается использовать в большом масштабе.

Помимо повышения точности получаемых значений постоянных фильтрования, на таких моделирующих фильтрах можно получить и более надежные данные по стадиям промывки, продувки и снятия осадка, а также регенерации фильтровальной перегородки. Кроме того, на этих моделирующих фильтрах можно точнее учесть влияние некоторых факторов, искажающих течение процесса фильтрования, например осаждения твердых частиц суспензии под действием силы тяжести и перемешивания суспензии мешалками. В связи со сказанным в лаборатории, занимающейся вопросами фильтрования, целесообразно иметь и использовать в надлежащих случаях по крайней мере небольшие моделирующие фильтрпрессы, барабанные, дисковые, тарельчатые, ленточные и патронные фильтры.

Следует отметить несколько дополнительных соображений, которые могут оказаться полезными при работе с лабораторными фильтрами:

1) поперечные сечения отводящих каналов и соединительных трубопроводов должны выбираться так, чтобы не возникали заметные гидравлические сопротивления, замедляющие скорость фильтрования;

2) необходимо учитывать возможность испарения жидкой фазы суспензии, например при совместном воздействии повышенной

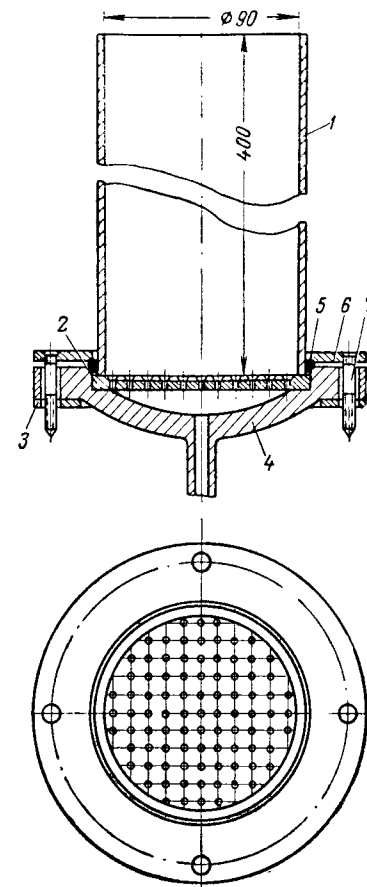


Рис. IV-13. Лабораторный фильтр из органического стекла:

1 — цилиндрический корпус; 2 — опорная пластинка с отверстиями диаметром 1 мм; 3 — опорное кольцо; 4 — основание фильтра; 5 — уплотнительное кольцо из мягкой резины; 6 — натяжное кольцо; 7 — натяжной болт (детали 1, 2 и 4 выполнены из органического стекла, детали 3, 6 и 7 — из нержавеющей стали).

температуры и разрежения, и вносить в результаты опытов соответствующие поправки;

3) фильтровальную ткань целесообразно в некоторых случаях предварительно замочить и прокипятить в жидкой фазе суспензии, чтобы избежать ее усадки во время исследования;

4) на основании результатов исследования полезно составить материальный баланс для контроля за правильностью проведения опытов.

ПРИМЕРНЫЕ РАСЧЕТЫ

Пример 5 [90]. В результате опытов с водной суспензией гидроокиси хрома получены значения ΔP и r_o , приведенные в табл. 2. Определить вид и постоянные эмпирического уравнения, выражающего функциональную зависимость $r_o = f(\Delta P)$.

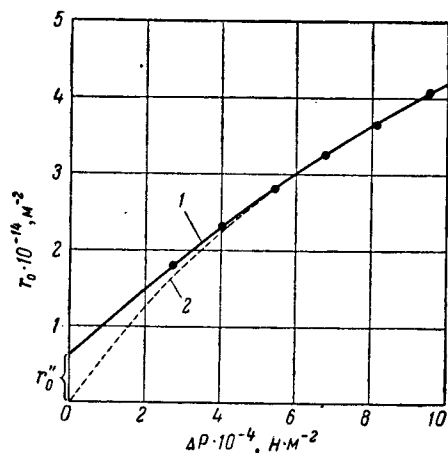


Рис. IV-14. К решению примера 5. Определение вида эмпирического уравнения, соответствующего функциональной зависимости $r_o = f(\Delta P)$:

1 — для уравнения (II, 65); 2 — для уравнения (II, 64).

Решение

По данным табл. 2 строят кривую (рис. IV-14, кривая 1), выражающую функциональную зависимость $r_o = f(\Delta P)$. Указанная зависимость соответствует, очевидно, уравнению (II, 65), так как кривая 1 пересекает ось ординат достаточно далеко от начала координат (величина $r_o'' = 63 \cdot 10^{12} \text{ м}^{-2}$). Затем вычисляют значения $r_o - r_o''$, $\lg(\Delta P)$ и $\lg(r_o - r_o'')$.

Для определения величин s'' и α в соответствии с уравнением (IV, 2) проводят в координатах $\lg(\Delta P) - \lg(r_o - r_o'')$ прямую линию (рис. IV-15). Эта прямая пересекает ось ординат [при $\lg(\Delta P) = 0$] в точке соответствующей величине $\alpha = 0,0151 \cdot 10^{12}$. Затем по наклону прямой находят значение s'' равное 0,875.

Таким образом, искомое эмпирическое уравнение имеет вид:

$$r_o = 63 \cdot 10^{12} + 0,0151 \cdot 10^{12} (\Delta P)^{0,875} \quad (a)$$

Если ограничиться значениями разности давлений, достаточно удаленными от $\Delta P = 0$, например $54\,400 < \Delta P < 95\,200$, то зависимость удельного сопротивления осадка от разности давлений (см. рис. IV-14, кривая 2) с достаточной точностью можно выразить уравнением (II, 64). Построив в соответствии с уравнением (IV, 1) прямую линию в координатах $\lg(\Delta P) - \lg r_o$, находят (рис. IV-16) что $s' = 0,707$ и прямая пересекает ось ординат [при $\lg(\Delta P) = 0$] в точке, отвечающей значению $r_o' = 0,126 \cdot 10^{12}$.

Таким образом, при указанном ограничении функциональная зависимость $r_o = f(\Delta P)$ для исследованного осадка гидроокиси хрома выражается эмпирическим уравнением:

$$r_o = 0,129 \cdot 10^{12} (\Delta P)^{0,707} \quad (б)$$

Опыты	ΔP $\text{Н} \cdot \text{М}^{-2}$	r_o М^{-2}	$r_o - r_o''$ М^{-2}	$\lg(\Delta P)$	$\lg(r_o - r_o'')$
1	27 200	$181 \cdot 10^{12}$	$118 \cdot 10^{12}$	4,436	14,072
2	40 800	$230 \cdot 10^{12}$	$167 \cdot 10^{12}$	4,611	14,223
3	54 400	$282 \cdot 10^{12}$	$219 \cdot 10^{12}$	4,736	14,340
4	68 000	$326 \cdot 10^{12}$	$263 \cdot 10^{12}$	4,833	14,420
5	81 600	$364 \cdot 10^{12}$	$301 \cdot 10^{12}$	4,912	14,479
6	95 200	$408 \cdot 10^{12}$	$345 \cdot 10^{12}$	4,979	14,538

Нетрудно убедиться, что при $\Delta P = 54\,400 \text{ Н} \cdot \text{М}^{-2}$ по уравнению (а) $r_o = 273 \cdot 10^{12} \text{ М}^{-2}$, а по уравнению (б) $r_o = 280 \cdot 10^{12} \text{ М}^{-2}$, т. е. разница составляет 2,5%.

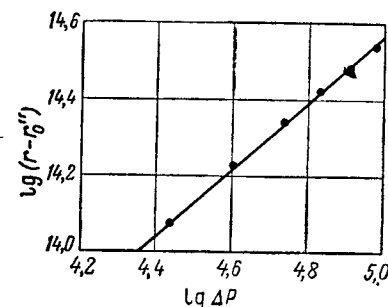


Рис. IV-15. К решению примера 5. Определение постоянных α и s'' в уравнении (II, 65).

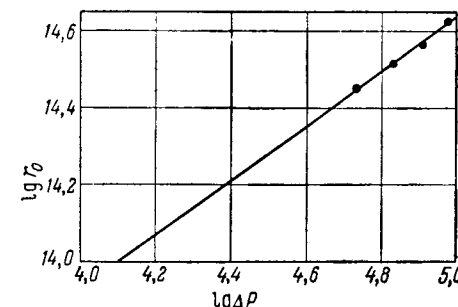


Рис. IV-16. К решению примера 5. Определение постоянных r_o' и s' в уравнении (II, 64).

Пример 6. Водная суспензия с концентрацией твердых частиц $100 \text{ Н} \cdot \text{М}^{-3}$ при 20°С (вязкость $\mu = 10^{-3} \text{ Н} \cdot \text{сек} \cdot \text{М}^{-2}$) разделялась на полузаводском фильтре при четырех различных значениях разности давлений $\Delta P_{\text{н}}$. Во время каждого опыта, проводившегося при постоянной разности давлений, отмечались четыре значения продолжительности фильтрования и объема фильтрата в приемнике, а также значения этих величин в момент достижения постоянной разности давлений. Полученные данные приведены в табл. 3.

Таблица 3

Опыты	$\Delta P_{\text{н}}$ $\text{Н} \cdot \text{М}^{-2}$	$q_{\text{н}}$ М	$\tau_{\text{н}}$ сек	Измерения							
				1		2		3		4	
				$q_{\text{к}}$ М	τ сек	$q_{\text{к}}$ М	τ сек	$q_{\text{к}}$ М	τ сек	$q_{\text{к}}$ М	τ сек
1	47 000	0,01	15	0,21	86	0,41	239	0,61	471	0,81	785
2	97 000	0,02	30	0,22	76	0,42	176	0,62	327	0,82	530
3	147 000	0,03	45	0,23	82	0,43	162	0,63	282	0,83	437
4	190 000	0,04	60	0,24	93	0,44	160	0,64	260	0,84	396

Кроме того, известно, что $P_{гидр} = 3000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ и $q_T = 0,01 \text{ м}$. Измерения, необходимые для расчета величины x_0 или x_b , во время опытов не производились, так как ввиду небольшой концентрации суспензии можно принять $x_b = 100 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$ (в данном случае погрешность не превышает 1%). Определить зависимость весового удельного сопротивления осадка от разности давлений.

Решение

Обработку опытных данных производят по уравнению (IV,7), в котором величину $r_0 x_0$ следует заменить на произведение $r_b x_b$. Результаты расчета величин $(\tau - \tau_n)/(q_k - q_n)$ и $q_n + q_k + 2q_T$ приведены в табл. 4.

Таблица 4

Измерения	$\frac{\tau - \tau_n}{q_k - q_n}$ сек·м ⁻¹	$q_n + q_k + 2q_T$ м	Измерения	$\frac{\tau - \tau_n}{q_k - q_n}$ сек·м ⁻¹	$q_n + q_k + 2q_T$ м
Опыт 1			Опыт 3		
1	355	0,24	1	185	0,28
2	560	0,44	2	290	0,48
3	760	0,64	3	390	0,68
4	965	0,84	4	490	0,88
Опыт 2			Опыт 4		
1	230	0,26	1	165	0,30
2	365	0,46	2	250	0,50
3	495	0,66	3	335	0,70
4	625	0,86	4	420	0,90

В этих координатах в соответствии с числом проведенных опытов построены прямые (рис. IV-17), которые продолжены до пересечения с осью ординат.

Значение M проще всего определить как отношение разности отрезков, отсекаемых построенной прямой на правой вертикали и на оси ординат, к расстоянию по оси абсцисс между этой вертикалью и началом координат. Значение N находят непосредственным измерением отрезка, заключенного между точкой пересечения прямой с осью ординат и началом координат.

Результаты вычисления значений $\Delta P = \Delta P_n + P_{гидр}$, M , N , r_b и $R_{ф.п}$ помещены в табл. 5.

Таблица 5

Опыты	$\Delta P = \Delta P_n + P_{гидр}$ н·м ⁻²	M сек·м ⁻²	N сек·м ⁻¹	r_b м·н ⁻¹	$R_{ф.п}$ м ⁻¹
1	50 000	$10,00 \cdot 10^2$	$1,15 \cdot 10^2$	$100 \cdot 10^7$	$57 \cdot 10^8$
2	100 000	$6,48 \cdot 10^2$	$0,62 \cdot 10^2$	$130 \cdot 10^7$	$62 \cdot 10^8$
3	150 000	$5,10 \cdot 10^2$	$0,43 \cdot 10^2$	$153 \cdot 10^7$	$65 \cdot 10^8$
4	200 000	$4,32 \cdot 10^2$	$0,33 \cdot 10^2$	$173 \cdot 10^7$	$67 \cdot 10^8$

По этим значениям можно найти эмпирические уравнения, дающие зависимость удельного весового сопротивления осадка r_b и сопротивления фильтровальной перегородки $R_{ф.п}$ от разности давлений. Для величины r_b , например, это уравнение в данном случае имеет вид:

$$r_b = 30 \cdot 10^7 + 0,284 \cdot 10^7 (\Delta P)^{0,51}$$

При незначительном сопротивлении фильтровальной перегородки, когда можно принять $R_{ф.п} = 0$, уравнение (IV,7) и обработка по нему опытных данных упрощаются; в этом случае $N = 0$ и прямые на рис. IV-17 проходят через начало координат.

Пример 7. В процессе разделения суспензии на фильтре при постоянной разности давлений получено по два соответствующих друг другу значения количества фильтрата в продолжительность фильтрования: $q_1 = 0,55 \text{ м}$ и $q_2 = 0,81 \text{ м}$; $\tau_1 = 385 \text{ сек}$ и $\tau_2 = 770 \text{ сек}$. Пользуясь упрощенным методом (стр. 103), определить постоянные в уравнении (IV,9).

Решение

Величины F'_1 , F'_2 и F'_3 находят по графику (рис. IV-3) или рассчитывают из приведенных выше равенств, имея в виду, что $n_0 = q_2/q_1 = 0,81/0,55 = 1,47$:

$$F'_1 = 1,30 \quad F'_2 = 0,151 \quad F'_3 = 0,01745$$

2. Постоянные в уравнении (IV,9) вычисляют из уравнения (IV,16)

$$K = 1,30 \frac{(0,55)^2}{385} = 1,02 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2 \cdot \text{сек}^{-1}$$

из уравнения (IV,17)

$$q_{экр} = 0,151 \cdot 0,55 = 0,083 \text{ м}$$

из уравнения (IV,18)

$$\tau_{экр} = 0,01745 \cdot 385 = 6,7 \text{ сек}$$

3. Уравнение (IV,9) после подстановки постоянных приобретает вид:

$$(q + 0,083)^2 = 1,02 \cdot 10^{-3} (\tau + 6,7)$$

Пример 8 [90]. На лабораторном фильтре с пористой стеклянной перегородкой проведено семь опытов по разделению суспензии гидроксида алюминия при различных постоянных разностях давлений. Первые четыре опыта выполнены при значительном и возрастающем от опыта к опыту сопротивлении фильтровальной перегородки, что достигалось введением твердых

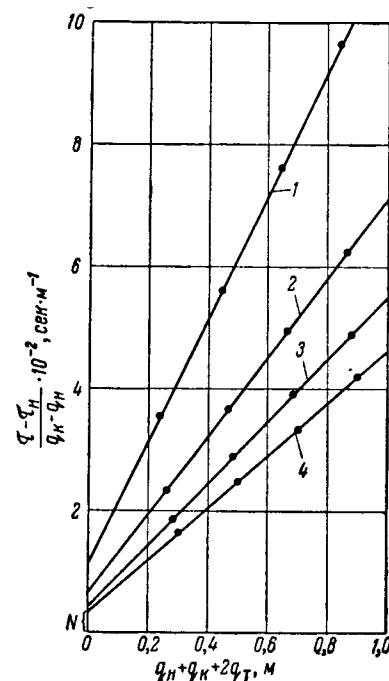


Рис. IV-17. График к решению примера 6.

Таблица 6

Опыты	ΔP н·м ⁻²	$\Delta P_{ос}$ н·м ⁻²	$h_{ос}$ м	$R_{ф.п}$ м ⁻¹	r_0 м ⁻²
1	27 200	5 700	0,0140	$1,060 \cdot 10^{12}$	$20,1 \cdot 10^{12}$
2	40 800	8 600	0,0130	$1,120 \cdot 10^{12}$	$23,0 \cdot 10^{12}$
3	54 400	13 600	0,0123	$1,200 \cdot 10^{12}$	$32,8 \cdot 10^{12}$
4	68 000	17 800	0,0118	$1,400 \cdot 10^{12}$	$42,0 \cdot 10^{12}$
5	68 000	63 000	0,0106	$0,116 \cdot 10^{12}$	$126,0 \cdot 10^{12}$
6	81 600	75 000	0,0105	$0,139 \cdot 10^{12}$	$143,0 \cdot 10^{12}$
7	95 200	87 000	0,0105	$0,162 \cdot 10^{12}$	$155,0 \cdot 10^{12}$

частиц в ее поры. После промывки 10%-ным раствором серной кислоты сопротивление перегородки уменьшилось в 12 раз. Последние три опыта проводились при относительно небольшом, постепенно возрастающем сопротивлении фильтровальной перегородки. Значения h_{oc} , $R_{ф.п}$ и r_o , полученные после обработки опытных данных для каждого значения ΔP (см. стр. 106), приведены в табл. 6 (стр. 133).

Выразить графически функциональные зависимости $r_o = f(\Delta P)$ и $r_o = f(\Delta P_{oc})$ для исследованного осадка.

Решение

По уравнению (IV.23) вычислены значения ΔP_{oc} (см. табл. 6). Затем построен график (рис. IV-18) в совмещенных координатах $\Delta P - r_o$ и $\Delta P_{oc} - r_o$. (цифры в скобках на графике обозначают номера опытов).

Из графика видно, что простого математического выражения для функциональной зависимости $r_o = f(\Delta P)$ не существует; функциональная зависимость $r_o = f(\Delta P_{oc})$ может быть выражена уравнением (II, 64) или (II, 65). Следует

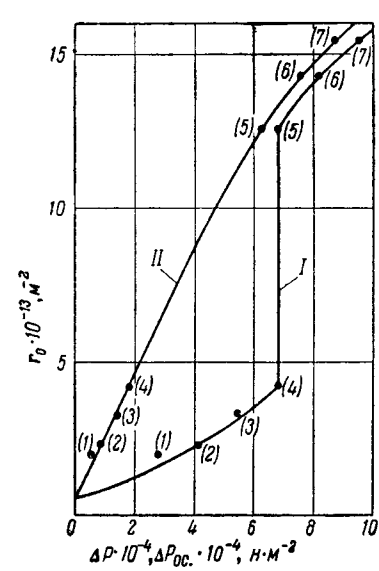


Рис. IV-18. График к решению примера 8.

I — для $r_o = f(\Delta P)$; II — для $r_o = f(\Delta P_{oc})$.

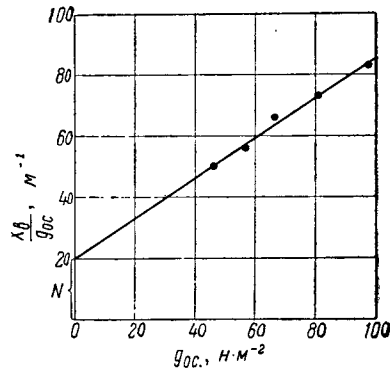


Рис. IV-19. График к решению примера 9.

отметить, что при одном и том же значении $\Delta P = 68\,000 \text{ Н} \cdot \text{м}^{-2}$ и различных значениях $R_{ф.п}$ величины r_o сильно отличаются друг от друга.

Пример 9 [97]. Водная суспензия крахмала разделялась на вращающемся барабанном вакуум-фильтре. Проведено пять опытов при различной концентрации суспензии, одинаковой разности давлений $\Delta P = 54\,400 \text{ Н} \cdot \text{м}^{-2}$, температуре 20°C ($\mu = 10^{-3} \text{ Н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$), числе оборотов $N_{бар} = 0,0072 \text{ об} \cdot \text{сек}^{-1}$, степени погружения барабана $k_{погр} = 0,34$. Полученные из опытов значения γ_c , x_b , g_{oc} и x_b/g_{oc} приведены в табл. 7. Определить значения r_v и $R_{ф.п}$.

Решение

В координатах $g_{oc} - x_b/g_{oc}$ строят прямую линию (рис. IV-19). Отрезок N , отсекаемый этой прямой на оси ординат, равен 20 м^{-1} , а тангенс угла ее наклона $M = 0,65 \text{ м} \cdot \text{Н}^{-1}$.

Подставив все известные величины в уравнения (IV.34) и (IV.35), определяют $r_v = 335 \cdot 10^7 \text{ м} \cdot \text{Н}^{-1}$ и $R_{ф.п} = 5,1 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$.

Таблица 7

Опыт	γ_c $\text{Н} \cdot \text{м}^{-3}$	x_b $\text{Н} \cdot \text{м}^{-3}$	g_{oc} $\text{Н} \cdot \text{м}^{-2}$	$\frac{x_b}{g_{oc}}$ $\frac{\text{Н} \cdot \text{м}^{-3}}{\text{Н} \cdot \text{м}^{-2}}$	Опыт	γ_c $\text{Н} \cdot \text{м}^{-3}$	x_b $\text{Н} \cdot \text{м}^{-3}$	g_{oc} $\text{Н} \cdot \text{м}^{-2}$	$\frac{x_b}{g_{oc}}$ $\frac{\text{Н} \cdot \text{м}^{-3}}{\text{Н} \cdot \text{м}^{-2}}$
1	10 670	2 310	46,3	49,9	4	11 160	5 940	81,2	73,2
2	10 830	3 190	57,0	56,0	5	11 340	8 100	97,5	83,1
3	11 000	4 390	66,6	65,9					

Пример 10 [15]. При проведении опыта по разделению на фильтре водной суспензии карбоната магния (при постоянной скорости процесса) получен ряд

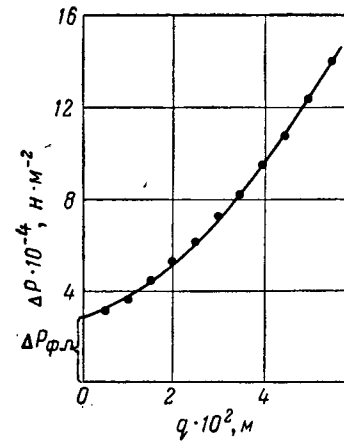


Рис. IV-20. Зависимость ΔP от q (к решению примера 10).

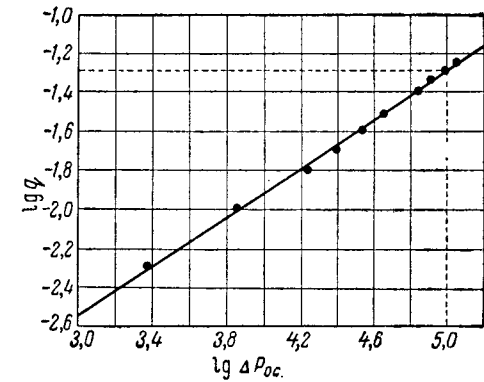


Рис. IV-21. Определение постоянных фильтрации s' и r'_{oc} (к решению примера 10)

значений общей разности давлений ΔP и количества фильтра q (табл. 8). При этом известно, что $\mu = 0,9 \cdot 10^{-3} \text{ Н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$; $x_o = 0,013$; $W = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$. Определить постоянные фильтрации $R_{ф.п}$, s' и r'_{oc} .

Таблица 8

ΔP $\text{Н} \cdot \text{м}^{-2}$	q м	ΔP $\text{Н} \cdot \text{м}^{-2}$	q м
$0,31 \cdot 10^5$	$5 \cdot 10^{-3}$	$0,82 \cdot 10^5$	$35 \cdot 10^{-3}$
$0,35 \cdot 10^5$	$10 \cdot 10^{-3}$	$0,95 \cdot 10^5$	$40 \cdot 10^{-3}$
$0,45 \cdot 10^5$	$15 \cdot 10^{-3}$	$1,07 \cdot 10^5$	$45 \cdot 10^{-3}$
$0,53 \cdot 10^5$	$20 \cdot 10^{-3}$	$1,24 \cdot 10^5$	$50 \cdot 10^{-3}$
$0,61 \cdot 10^5$	$25 \cdot 10^{-3}$	$1,40 \cdot 10^5$	$55 \cdot 10^{-3}$
$0,72 \cdot 10^5$	$30 \cdot 10^{-3}$		

Решение

Для предварительного определения значения $\Delta P_{ф.п}$ в координатах $q - \Delta P$ по данным табл. 8 строят кривую (рис. IV-20). При $q = 0$ эта кривая отсекает на оси ординат отрезок $\Delta P_{ф.п} = 0,28 \cdot 10^5 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$. Затем вычисляют значения $\Delta P_{ос} = \Delta P - \Delta P_{ф.п}$ и в координатах $\lg(\Delta P_{ос}) - \lg q$ строят прямую (рис. IV-21), продолжая ее до пересечения с осью ординат. Из рис. IV-21 видно, что экспериментальные точки располагаются на прямой удовлетворительно, поэтому найденную выше величину $\Delta P_{ф.п}$ можно считать окончательной.

Тогда по уравнению (II, 43) находят величину $R_{ф.п} = 0,62 \times 10^{11} \text{ м}^{-1}$. В соответствии с уравнением (IV, 47) тангенс угла наклона прямой к оси абсцисс $1 - s' = 0,63$, откуда $s' = 0,37$. Для определения r'_0 выбираем произвольное значение $\lg(\Delta P_{ос})$. Так, при $\lg(\Delta P_{ос}) = 5,0$ величина $\lg q = -1,29$. На основании этого из уравнения (IV, 47) находим $A = 27\,500$, откуда по уравнению (IV, 48) $r'_0 = 4,71 \cdot 10^{12}$.

Пример 11 [92]. Водная суспензия карбоната кальция разделялась на фильтре при постоянной скорости. Проведено два опыта, первый — при скорости фильтрования $0,54 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$, второй — при скорости фильтрования $1,04 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$.

Величину x_v можно принять постоянной и равной $100 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$, вязкость фильтрата $\mu = 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$. Данные о количестве полученного фильтрата и разности давлений для обоих опытов приведены в табл. 9.

Таблица 9

1-й опыт		2-й опыт		1-й опыт		2-й опыт	
q м	ΔP н·м ⁻²	q м	ΔP н·м ⁻²	q м	ΔP н·м ⁻²	q м	ΔP н·м ⁻²
0,215	$0,53 \cdot 10^5$	0,086	$0,78 \cdot 10^5$	0,645	$1,12 \cdot 10^5$	0,301	$1,70 \cdot 10^5$
0,301	$0,70 \cdot 10^5$	0,129	$0,91 \cdot 10^5$	0,732	$1,66 \cdot 10^5$	0,344	$1,39 \cdot 10^5$
0,387	$0,83 \cdot 10^5$	0,172	$1,06 \cdot 10^5$	0,816	$1,82 \cdot 10^5$	0,387	$2,08 \cdot 10^5$
0,473	$1,00 \cdot 10^5$	0,215	$1,28 \cdot 10^5$	0,860	$2,11 \cdot 10^5$	0,430	$2,31 \cdot 10^5$
0,560	$1,21 \cdot 10^5$	0,258	$1,36 \cdot 10^5$	0,945	$2,49 \cdot 10^5$	0,473	$2,42 \cdot 10^5$

Определить зависимость удельного сопротивления осадка и сопротивления фильтровальной перегородки от разности давлений.

Решение по первому способу

По данным табл. 9 для обоих опытов строят кривые (рис. IV-22), показывающие зависимость ΔP от q . Кривая *a* отсекает на оси ординат отрезок $\Delta P = 0,25 \cdot 10^5 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$, кривая *б* — отрезок $\Delta P = 0,5 \cdot 10^5 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$.

Подставляя эти значения ΔP в уравнение (IV, 49), находят: для первого опыта (кривая *a*)

$$R'_{ф.п}(\Delta P)^k = 4,6 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$$

для второго опыта (кривая *б*)

$$R'_{ф.п}(\Delta P)^k = 4,8 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$$

При увеличении разности давлений в два раза величина сопротивления фильтровальной перегородки почти не изменяется. Поэтому можно считать, что фильтровальная перегородка относится к числу несжимаемых. В соответствии с этим показатель степени k должен быть близок к нулю. В последующих расчетах величина сопротивления фильтровальной перегородки принята постоянной и равной $4,7 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$.

Заменяв в уравнении (IV, 46) величину x_0 на x_v и обозначая правую часть этого уравнения через A , вычисляют значения A для всех приведенных в табл. 9 значений ΔP и q .

Затем в координатах $\lg \Delta P - \lg A$ строят прямую (рис. IV-23). Измерение наклона этой прямой к оси абсцисс и отрезка, отсекаемого ею на оси ординат, показывает, что $s' = 0,33$ и $r'_0 = 0,69 \cdot 10^8 \text{ м} \cdot \text{н}^{-1}$. Таким образом эмпирическое уравнение, выражающее зависимость удельного сопротивления осадка от разности давлений, имеет вид:

$$r_v = 0,69 \cdot 10^8 (\Delta P)^{0,33}$$

Решение по второму способу

В данном случае приходится ограничиться данными двух опытов, что, однако, достаточно для сравнительной оценки обоих способов.

Используя график на рис. IV-22, находим, что для $\Delta P = 10 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ величина q равна $0,150 \text{ м}$ для второго опыта (величина, обратная скорости фильтрования, равна $0,96 \times 10^3 \text{ сек} \cdot \text{м}^{-1}$) и $0,480 \text{ м}$ для первого опыта (величина, обратная скорости фильтрования, равна $1,86 \cdot 10^3 \text{ сек} \cdot \text{м}^{-1}$); для $\Delta P = 20 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ значения q составляют соответственно $0,380$ и $0,830 \text{ м}$.

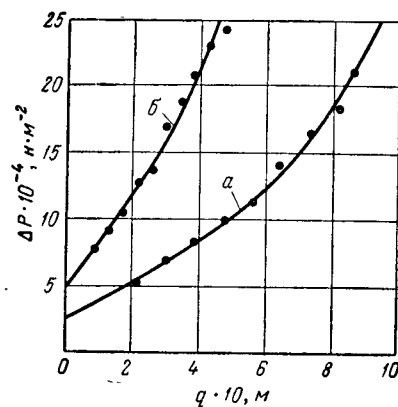


Рис. IV-22. Зависимость ΔP от q (к решению примера 11):
a — для первого опыта; *б* — для второго опыта.

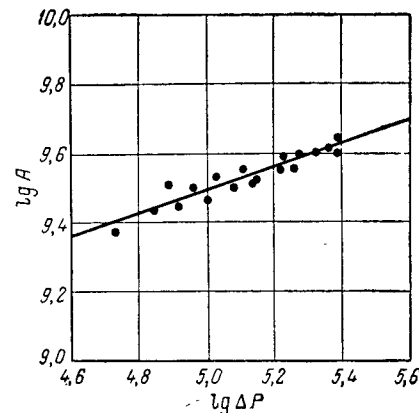


Рис. IV-23. Зависимость $\lg A$ от $\lg \Delta P$ (к решению примера 11).

На основании этих данных на рис. IV-24 построен график, показывающий зависимость $\tau/q = 1/W$ от q для значений $\Delta P = 10 \cdot 10^4$ и $20 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$. В соответствии с уравнением (IV, 51) прямые этого графика отсекают на оси ординат отрезки $B = 0,25 \cdot 10^3 \text{ сек} \cdot \text{м}^{-1}$ для $\Delta P = 10 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ и $B = 0,5 \cdot 10^3 \text{ сек} \cdot \text{м}^{-1}$ для $\Delta P = 20 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$. В соответствии с тем же уравнением эти прямые имеют наклоны к горизонтальной оси $A = 3,0 \cdot 10^3 \text{ сек} \cdot \text{м}^{-2}$ для $\Delta P = 10 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ и $A = 1,9 \cdot 10^3 \text{ сек} \cdot \text{м}^{-2}$ для $\Delta P = 20 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$.

Из равенства (IV, 53), найдем:

$$B/\mu = R'_{ф.п}(\Delta P)^{k-1}$$

или

$$\lg(B/\mu) = \lg R'_{ф.п} + (k-1) \lg(\Delta P)$$

Из равенства (IV, 52), заменив в нем x_0 на x_a , получим:

$$A/\mu x_a = r'_0 (\Delta P)^{s'-1}$$

или

$$\lg(A/\mu x_a) = \lg r'_0 + (s' - 1) \lg(\Delta P)$$

Исходя из приведенных выше значений B и A , на рис. IV-25 дана зависимость $\lg(B/\mu)$ от $\lg(\Delta P)$, а на рис. IV-26 изображена зависимость $\lg(A/\mu x_a)$ от $\lg(\Delta P)$. Обычным путем из этих рисунков можно установить, что $k = 0$, $R'_{ф.п} = R_{ф.п} = 5,0 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$, $s' = 0,37$ и $r'_0 = 0,47 \cdot 10^8 \text{ м} \cdot \text{н}^{-1}$.

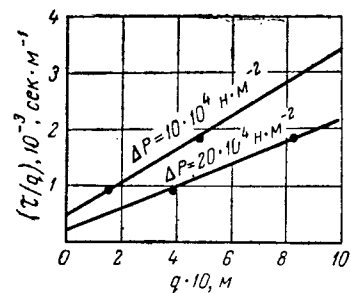


Рис. IV-24. Зависимость τ/q от q (к решению примера 11).

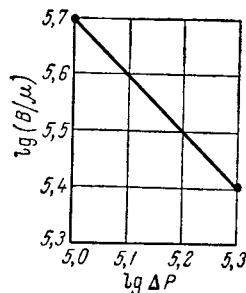


Рис. IV-25. Определение сопротивления фильтровальной перегородки (к решению примера 11).

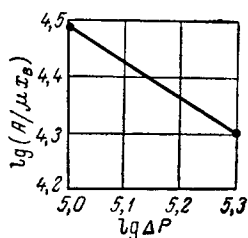


Рис. IV-26. Определение удельного сопротивления осадка (к решению примера 11).

Отсюда следует, что сопротивление фильтровальной перегородки не зависит от разности давлений и составляет $5,0 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$; это вполне соответствует результатам расчета по первому способу.

Зависимость удельного сопротивления осадка от разности давлений выражается соотношением:

$$r_p = 0,47 \cdot 10^8 (\Delta P)^{0,37}$$

Это соотношение отличается от аналогичного равенства, полученного по первому способу, несколько меньшим коэффициентом и несколько большим показателем степени, что в рассматриваемом случае объясняется, по-видимому, неточностями, допущенными при графической обработке экспериментальных данных (прямые на рис. IV-24 построены только по двум точкам). Однако расхождение величины удельного сопротивления осадка, найденной по обоим способам, не превышает 10%.

Пример 12. В результате разделения на лабораторном фильтре 20 н водной суспензии карбоната кальция получено $1,794 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ фильтрата. Водная фаза суспензии содержит растворенные нелетучие соли в количестве $c'_a = 0,0300 \text{ н} \cdot \text{н}^{-1}$. После высушивания 0,5 н суспензии до постоянного веса (0,03775 н) получен осадок, представляющий собой смесь частиц карбоната кальция и нелетучих солей. Вычислить отношение веса твердых частиц осадка к объему фильтрата.

Решение

1. Общую концентрацию частиц карбоната кальция и нелетучих солей в суспензии находим, относя общее количество указанных компонентов к 1 н суспензии:

$$c_{\text{общ}} = \frac{0,03775 \cdot 1}{0,5} = 0,0755 \text{ н} \cdot \text{н}^{-1}$$

2. Из уравнения (IV, 59) определяем концентрацию частиц карбоната кальция в суспензии:

$$c_a = \frac{0,0755 - 0,0300}{1 - 0,0300} = 0,047 \text{ н} \cdot \text{н}^{-1}$$

3. Количество твердых частиц осадка, полученное при разделении 20 н суспензии, составит $20 \cdot 0,047 = 0,94 \text{ н}$. Отсюда

$$x_a = \frac{0,94}{1,794 \cdot 10^{-3}} = 525 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$$

Пример 13. После проведения опытов на лабораторном фильтре с водной суспензией карбоната кальция при определенной температуре и постоянной разности давлений найдено, что отношение веса влажного осадка к весу твердых частиц осадка $m = 1,82$, а весовое удельное сопротивление осадка $r_a = 1,01 \cdot 10^{10} \text{ м} \cdot \text{н}^{-1}$. Вода не содержит заметного количества растворенных нелетучих веществ, концентрация твердых частиц в суспензии $c_a = 0,047 \text{ н} \cdot \text{н}^{-1}$. Вычислить значения x_a , x_0 и r_0 , если $\gamma_{ж} = 10\,000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$, а $\gamma_t = 27\,100 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$.

Решение

1. Из уравнения (IV, 55) следует:

$$x_a = \frac{0,047 \cdot 10\,000}{1 - 1,82 \cdot 0,047} = 514 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$$

2. Отношение объема влажного осадка к объему фильтрата находят по уравнению (IV, 57):

$$x_0 = 514 \left(\frac{1}{27\,100} + \frac{1,82 - 1}{10\,000} \right) = 0,061 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-3}$$

3. Как сказано выше, произведение $x_0 r_0$ равно произведению $x_a r_a$. Отсюда

$$r_0 = \frac{r_a x_a}{x_0} = \frac{1,01 \cdot 10^{10} \cdot 514}{0,061} = 85 \cdot 10^{12} \text{ м}^{-2}$$

Из примеров 12 и 13 видно, что значения x_a несколько отличаются друг от друга. Это объясняется тем, что удельный вес жидкой фазы суспензии в первом случае был равен $10\,200 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$ (так как в ней имелись растворенные соли), а во втором случае он составлял $10\,000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$; при этом величины c_a в обоих случаях были одинаковы.

Пример 14 [82]. Для процесса фильтрования с постепенным закупориванием пор опытным путем установлена зависимость между продолжительностью фильтрования и количеством полученного фильтрата:

τ , сек	300	600	900	1200	1500	1800
q , м	0,250	0,265	0,270	0,273	0,274	0,275
τ/q , сек · м ⁻¹	1200	2260	3330	4400	5470	6550

Определить постоянные фильтрования $W_{\text{нач}}$ и k .

Решение

В координатах $\tau - \tau/q$ строят прямую (рис. IV-27); в соответствии с уравнением (III, 20) она наклонена к оси абсцисс под углом, тангенс которого $k/2 = 3,5 \text{ м}^{-1}$, и отсекает на оси ординат отрезок $1/W_{\text{нач}} = 200 \text{ сек} \cdot \text{м}^{-1}$. Отсюда $k = 7,0 \text{ м}^{-1}$ и $W_{\text{нач}} = 0,005 \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$.

Однако в данном случае отрезок, отсекаемый прямой на оси ординат, настолько мал, что при его измерении может быть допущена заметная относительная погрешность. Поэтому полученное значение $W_{\text{нач}}$ целесообразно проверить следующим расчетом.

Поскольку величина k уже определена по наклону прямой, можно вычислить значение $W_{нач}$ из уравнения (III, 20), подставляя в него приведенные значения τ и τ/q .

Для большей уверенности в правильности полученного результата такой расчет следует выполнить не менее двух раз. Подставляя в уравнение (III, 20) значения τ , равные, например, 900 и 1500 сек, и соответствующие им значения τ/q , равные 3330 и 5470 сек $\cdot$ м $^{-1}$, найдем, что в первом случае $W_{нач} = 0,0055$, а во втором $W_{нач} = 0,0045$ м $\cdot$ сек $^{-1}$.

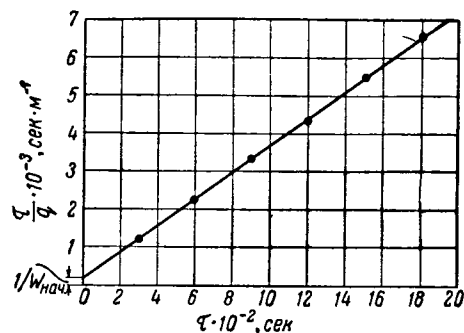


Рис. IV-27. График к решению примера 14.

(мгновенная скорость вычислялась делением объема фильтра, собранного за малый интервал времени, на продолжительность этого интервала). В качестве фильтровальной перегородки использовалась фильтродиагональ с нанесенным на нее слоем асбестового волокна. Весовая концентрация твердой фазы в суспензии составляла 0,03%. Требуется определить параметры x , y , z в уравнении (IV, 596).

Решение

В соответствии с известным (см., например [407], стр. 433) способом обработки экспериментальных данных по урав-

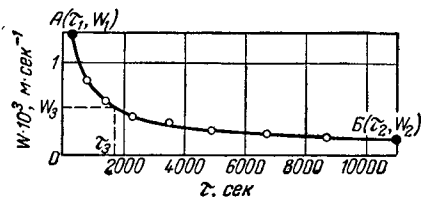


Рис. IV-28. К решению примера 15. Зависимость скорости фильтрации от времени.

нению (IV, 596), на кривой $W = f(\tau)$ выбирают две произвольные точки с координатами τ_1 , W_1 и τ_2 , W_2 , после чего находят ординату третьей точки $W_3 = \sqrt{W_1 W_2}$ и на упомянутой кривой устанавливают соответствующую абсциссу τ_3 . В данном случае по рис. IV-28 выбраны точки А ($\tau_1 = 330$ сек, $W_1 = 1,30 \cdot 10^{-3}$ м $\cdot$ сек $^{-1}$) и В ($\tau_2 = 10890$ сек, $W_2 = 0,197 \cdot 10^{-3}$ м $\cdot$ сек $^{-1}$). Отсюда

$$W_3 = \sqrt{1,30 \cdot 10^{-3} \cdot 0,197 \cdot 10^{-3}} = 0,506 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1},$$

в соответствии с чем по графику на рис. IV-28 величина $\tau_3 = 1700$ сек.

Согласно указанному выше способу обработки экспериментальных данных определяют далее величину z из соотношения

$$z = \frac{\tau_1 \cdot \tau_2 - \tau_3^2}{\tau_1 + \tau_2 - 2\tau_3} = \frac{330 \cdot 10890 - 1700^2}{330 + 10890 - 2 \cdot 1700} = 94$$

Имея в виду уравнение (IV, 59в) и используя график на рис. IV-28, наносят точки в координатах $\lg W - \lg(\tau - z)$ (рис. IV-29). Как видно из рисунка, полученные точки хорошо объединяются прямой линией, что указывает на соответствие рассматриваемых экспериментальных данных уравнению (IV, 596), а следовательно, и уравнению (IV, 59а).

Обычным путем из рис. IV-29 можно установить, что в уравнении (IV, 596) величина $x = -1,72$, а значение y составляет 0,004. Таким образом, в данном случае уравнение (IV, 596) приобретает вид:

$$\tau = 0,004 W^{-1,72} + 94$$

Это уравнение с достаточной для практики точностью описывает экспериментальные данные, приведенные на рис. IV-28.

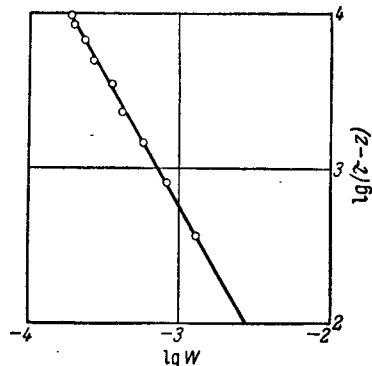


Рис. IV-29. К решению примера 15. Определение постоянных в уравнении (IV, 596).

Удельное сопротивление осадка является важнейшей и самой сложной по своему физическому смыслу постоянной фильтрации. Действие различных факторов на процесс фильтрации почти всегда может быть сведено к изменению величины удельного сопротивления осадка под влиянием этих факторов.

Из дальнейшего изложения будет видно, что изучение влияния различных факторов на удельное сопротивление осадка дает сведения, которые позволяют найти способы уменьшения этого сопротивления и, следовательно, повышения скорости фильтрации. Однако непосредственное применение таких сведений для расчета величины удельного сопротивления без экспериментального его определения в настоящее время, как правило, невозможно вследствие крайней сложности соответствующих зависимостей.

АНАЛИЗ СПОСОБОВ ОПРЕДЕЛЕНИЯ УДЕЛЬНОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ ОСАДКА

В предыдущей главе рассмотрены только такие способы определения удельного сопротивления осадка, которые по своей относительной простоте и достаточной надежности можно применить для решения практических задач. Далее рассматриваются и другие способы определения этой величины, отличающиеся большей сложностью и в настоящее время не используемые на практике. Применительно к фильтрованию при постоянной разности давлений все способы определения удельного сопротивления осадка в первом приближении можно разделить на четыре вида [102]:

I. Способы, основанные на обработке опытных данных по уравнению (II, 6) или его модификациям.

II. Способы, основанные на обработке опытных данных по уравнению (II, 11).

III. Способы, основанные на использовании сведений о твердых частицах и структуре осадка.

IV. Способы основанные на определении локальных значений удельного сопротивления в различных слоях осадка.

Способы первого вида описаны в предыдущей главе. Они характерны тем, что при их использовании необходимо проводить опыты по разделению исследуемой суспензии в заданных условиях на небольшом фильтре. Значения удельного сопротивления осадка, определенные способами первого вида, могут непосред-

ственно применяться для расчета процесса фильтрации по уравнению (II, 6) или его модификациям, если условия разделения суспензии на лабораторном и производственном фильтрах полностью совпадают.

Способы второго вида также описаны в предыдущей главе. Они характерны тем, что удельное сопротивление осадка определяется не в процессе фильтрации, как по способам первого вида, а после того как осадок уже образовался на фильтровальной перегородке. Способы второго вида проще способов первого вида, причем результаты определения удельного сопротивления осадка по способам обоих видов совпадают.

Способы третьего вида в настоящее время на практике не применяются в основном вследствие затруднений, связанных с получением надежных данных о свойствах твердых частиц и структуре осадка. Отличительная особенность этих способов состоит в том, что величину удельного сопротивления осадка вычисляют по различным эмпирическим уравнениям как функцию главным образом пористости осадка, удельной поверхности, среднего размера или сферичности частиц.

Рассмотрим ряд работ, в которых величина удельного сопротивления осадка выражалась как функция свойств твердых частиц и структуры осадка.

I. Удельное сопротивление осадка как функция его пористости и удельной поверхности твердых частиц. Чтобы выразить зависимость удельного сопротивления осадка от указанных величин, рассмотрим движение жидкости через осадок как ламинарное движение ее через систему сообщающихся пор. В этом случае можно использовать уравнение Гагена — Пуазейля. Приняв длину каждой поры (капиллярного канала) l_k условно равной толщине осадка h_{oc} , напомним это уравнение в виде:

$$q = S_k \frac{d_3^2 \Delta P}{32 \mu h_{oc}} \tau \quad (V, 1)$$

где S_k — общая площадь эффективного сечения пор на 1 м² поверхности фильтрации, м² · м⁻²;
 d_3 — эквивалентный диаметр пор, м.

Величину S_k принимают численно равной пористости осадка

$$S_k = \varepsilon \quad (V, 2)$$

а эквивалентный диаметр пор выражают учетверенным гидравлическим радиусом, который в данном случае представляет собой отношение пористости осадка к поверхности его твердых частиц:

$$d_3 = \frac{4\varepsilon}{S_0(1-\varepsilon)} \quad (V, 3)$$

где S_0 — удельная поверхность твердых частиц осадка, м² · м⁻³.

Подставляя значения S_K и d_s из уравнений (V, 2) и (V, 3) в уравнение (V, 1), получим:

$$q = \left[\frac{\varepsilon^3}{2S_0^2(1-\varepsilon)^2} \right] \frac{\Delta P}{\mu h_{oc}} \tau \quad (V, 4)$$

Поскольку действительная длина пор в осадке больше его толщины, коэффициент 2 в знаменателе выражения, заключенного в скобки, следует заменить на коэффициент k_1 .

Таким образом, окончательно можно написать:

$$q = \left[\frac{\varepsilon^3}{k_1 S_0^2(1-\varepsilon)^2} \right] \frac{\Delta P}{\mu h_{oc}} \tau \quad (V, 5)$$

Полученное выражение носит название уравнения Козени — Кармана [103].

Уравнения (V, 5) и (II, 11) описывают один и тот же процесс фильтрования, характеризующийся движением чистой жидкости через осадок постоянной толщины. Разделив обе части уравнения (II, 11) на S и приняв $R_{ф.п} = 0$, получим:

$$q = \frac{\Delta P}{\mu r_o h_{oc}} \tau \quad (V, 6)$$

Из уравнений (V, 5) и (V, 6) следует [101, 104, 107]:

$$r_o = \frac{k_1 S_0^2 (1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \quad (V, 7)$$

Уравнение (V, 7) выражает зависимость между r_o , S_0 и ε .

Следует иметь в виду, что действительное значение S_0 можно установить лишь при наличии достаточно крупных частиц не очень сложной формы. В других случаях действительное значение S_0 установить не удастся, поэтому его определяют косвенными путями, например на основании опытов по фильтрованию с последующим вычислением S_0 при помощи уравнения (V, 5).

Для этого уравнение (V, 5) преобразовывают с учетом равенства $q/\tau = W$ в уравнение вида:

$$S_0 = \sqrt{\frac{\varepsilon^3}{k_1 (1-\varepsilon)^2} \cdot \frac{\Delta P}{\mu h_{oc} W}} \quad (V, 8)$$

В уравнении (V, 5) пористость осадка ε представляет собой отношение объема пор к объему осадка; ее находят из следующего равенства:

$$\varepsilon = 1 - \frac{g_{oc}}{\gamma_T q_{oc}} \quad (V, 9)$$

Иногда пористость осадка выражают отношением объема пор к объему твердых частиц и обозначают через v . Величину v определяют по уравнению:

$$v = \frac{\gamma_T q_{oc}}{g_{oc}} - 1 \quad (V, 10)$$

Из уравнений (V, 9) и (V, 10) следует:

$$\varepsilon = \frac{v}{1+v} \quad (V, 11)$$

Подставив это значение ε в уравнение (V, 5), получим второй вид уравнения Козени — Кармана:

$$q = \left[\frac{v^3}{k_1 S_0^2 (1+v)} \right] \frac{\Delta P}{\mu h_{oc}} \tau \quad (V, 12)$$

В уравнении (V, 5) выражение в скобках представляет собой величину, обратную удельному объемному сопротивлению осадка. Для перехода к удельному весовому сопротивлению осадка толщину слоя осадка в этом уравнении нужно заменить на вес твердых частиц осадка, отнесенный к 1 m^2 поверхности фильтрования, пользуясь для этого соотношением:

$$h_{oc} = \frac{g_{oc}}{\gamma_T (1-\varepsilon)} \quad (V, 13)$$

Подставляя это значение h_{oc} в уравнение (V, 5), получим третий вид уравнения Козени — Кармана:

$$q = \left[\frac{\varepsilon^3 \gamma_T}{k_1 S_0^2 (1-\varepsilon)} \right] \frac{\Delta P}{\mu g_{oc}} \tau \quad (V, 14)$$

При помощи уравнения (V, 5) исследован процесс фильтрования различных жидкостей (вязкость $0,7 \cdot 10^{-3} - 9 \cdot 10^{-3}$ н · сек · м⁻²) через слой заранее полученных осадков с неодинаковой степенью сжимаемости и размером твердых частиц от 1 до 350 мкм [108, 109]. Для получения осадков применяли суспензии стальных сферических частиц, частиц песка и сульфата натрия, а также частиц ряда органических веществ, в частности антрахинона, антрацена, γ -кислоты, фталевой кислоты.

При обработке результатов опытов были использованы данные, полученные в процессе фильтрования жидкости через слой осадка, который состоял из стеклянных сферических частиц диаметром от 1 до 10 мкм [110].

Обработка опытных данных производилась по теоретически выведенному уравнению:

$$q = \left[\frac{(\gamma'_n)^2 \varepsilon^3}{k_1 \gamma_T^2 (S'_0)^2 (1-\varepsilon)^4} \right] \cdot \frac{\Delta P}{\mu h_{oc}} \tau \quad (V, 15)$$

где γ'_n — «насыпной» вес осадка, или вес твердых частиц в единице объема осадка при некоторой произвольно выбранной разности давлений $\Delta P'$, н · м⁻³; S'_0 — удельная поверхность твердых частиц осадка при той же разности давлений $\Delta P'$, м² · м⁻³;

$k_1 = 5$.

Из уравнений (V, 6) и (V, 15) следует:

$$r_o = \frac{k_1 \gamma_T^2 (S'_0)^2 (1-\varepsilon)^4}{(\gamma'_n)^2 \varepsilon^3} \quad (V, 16)$$

При выводе уравнения (V, 15) было сделано предположение, что для сжимаемых осадков удельная поверхность твердых частиц изменяется прямо пропорционально первой степени величины γ'_n , что хорошо подтвердилось для

исследованных осадков. Для данного осадка в уравнении (V, 15) величины γ'_n и S'_0 , найденные при одинаковой разности давлений $\Delta P'$, являются постоянными. Поэтому оказалось возможным установить зависимость между переменными величинами ϵ и ΔP :

$$\frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)^4} = A(\Delta P)^n \quad (V, 17)$$

где A и n — постоянные.

Следует отметить, что в описанном методе данные для вычисления удельной поверхности твердых частиц осадка находят путем фильтрования, причем величину S'_0 рассчитывают по уравнению (V, 15), которое в дальнейшем можно использовать для вычисления скорости фильтрования. Поэтому величина S'_0 может не соответствовать действительной удельной поверхности твердых частиц, а представлять собой некоторую фиктивную величину. Особенно это относится к осадкам, состоящим из тонкодисперсных частиц с большой удельной поверхностью.

Попытки использовать в данном случае для определения удельной поверхности твердых частиц способ фильтрования воздуха через слой осадка и способ седиментации не привели к положительным результатам.

В обобщенном виде экспериментальные результаты исследования представлены в виде уравнения $\lambda = 160/Re$, в котором коэффициент трения λ и критерий Рейнольдса сконструированы для условий движения жидкости в пористом теле с использованием пористости и удельной поверхности последнего.

Однако это уравнение может быть получено чисто аналитически [299] с учетом того, что величину удельной поверхности осадка для уравнения фильтрования находят из опыта по фильтрованию.

Для выражения зависимости удельного сопротивления осадка от его структуры предложено [111] следующее уравнение:

$$r_o = \frac{C\psi(1-\epsilon)}{\epsilon^2} \quad (V, 18)$$

где C — постоянная;

ψ — переменная, учитывающая форму и степень извилистости пор осадка и зависящая от разности давлений.

Это уравнение несколько напоминает уравнение (V, 7), поскольку форма и степень извилистости пор связаны с удельной поверхностью твердых частиц.

2. Удельное сопротивление осадка как функция его пористости и размера твердых частиц. Исследована зависимость удельного сопротивления осадков от их пористости и среднего размера твердых частиц при изменении разности давлений в пределах 7—35 н.см⁻² [112]. опыты проводились с водными суспензиями частиц карбоната кальция, гидроокиси кальция, окиси цинка, литопона и других веществ. Средний размер частиц определялся седиментацией и составлял 0,22—16 мкм. Пористость осадка изменялась в пределах 0,476—0,876; ее находили по разности весов осадков до и после высушивания (до постоянного веса). Величину r_o вычисляли на основании данных опытов по разделению суспензий с образованием слоя осадка на фильтровальной перегородке. Установлена следующая зависимость удельного сопротивления осадков от их пористости и среднего размера твердых частиц:

$$r_o = \frac{A'(1-\epsilon)^2}{d_{cp}^{1,02}\epsilon^3} \quad (V, 19)$$

где A' — постоянная,

Зависимость удельного сопротивления осадков от их пористости и среднего размера твердых частиц исследована также на водных суспензиях частиц кварца, галенита, глинозема и окиси железа [113]. опыты проводились при разности давлений не выше 10 н.см⁻². Средний размер частиц составлял 30—127 мкм. Фракции с большим размером частиц получались «мокрым просеиванием» на стандартных ситах, а фракции с меньшим размером частиц — отмучиванием. Пористость осадков из частиц глинозема и окиси железа изменялась в пределах 0,696—0,771, а пористость осадков из частиц кварца и галенита — в пределах 0,496—0,536. Пористость осадков определяли так же, как и в предыдущей работе [112]. Удельное объемное сопротивление осадков вычисляли на основании данных опытов по фильтрованию чистой жидкости через слой заранее полученного осадка постоянной толщины. Для осадков из частиц глинозема и окиси железа величина r_o составляет:

$$r_o = \frac{A''(1-\epsilon)^{4,5}}{d_{cp}^{1,6}\epsilon^3} \quad (V, 20)$$

где A'' — постоянная.

Для осадков из частиц кварца и галенита получено уравнение:

$$r_o = \frac{A'''(1-\epsilon)^2}{d_{cp}^2\epsilon^3} \quad (V, 21)$$

где A''' — постоянная.

При сопоставлении уравнений (V, 19), (V, 20) и (V, 21) с уравнением (V, 7) получим:

$$S_0^2 = \frac{B'}{d_{cp}^{1,02}} \quad (V, 22)$$

$$S_0^2 = \frac{B''(1-\epsilon)^{2,5}}{d_{cp}^{1,6}} \quad (V, 23)$$

$$S_0^2 = \frac{B'''}{d_{cp}^2} \quad (V, 24)$$

где d_{cp} — средний размер твердых частиц, мкм.

В этих уравнениях

$$B' = \frac{A'}{k_1} \quad B'' = \frac{A''}{k_1} \quad B''' = \frac{A'''}{k_1}$$

Уравнение (V, 22) противоречит уравнению Козени — Кармана, поскольку размер частиц обратно пропорционален первой, а не второй степени их удельной поверхности; уравнение (V, 24) соответствует уравнению Козени — Кармана; уравнение (V, 23) занимает промежуточное положение (при постоянной пористости осадка). Одна из причин такого расхождения состоит в том, что при проведении опытов были приняты независимые один от дру-

ного способы определения удельного сопротивления осадка (фильтрование), размера твердых частиц (седиментация или просеивание) и пористости осадка (по разности весов или объемов влажного и высушенного осадка). Кроме того, различие в способах вычисления среднего размера твердых частиц на основании данных одного и того же опыта также приводит к различным зависимостям удельного сопротивления осадка от среднего размера твердых частиц [114].

Исследовано удельное сопротивление осадков, образующихся при разделении фильтрованием суспензий различных полупродуктов для красителей, а также суспензий нефелина, фосфогипса и доменного шлака [115]. Размер твердых частиц суспензий составлял 1,2—22,5 мкм, разность давлений изменялась в пределах 1,3—6,5 н·см⁻². Установлена зависимость

$$r_o = \frac{A''''}{d_{cp}^2 e^3} \quad (V, 25)$$

где A'''' — постоянная, одинаковая для всех исследованных осадков.

Выведено также следующее уравнение:

$$e = \frac{e_0}{\Delta P^a} \quad (V, 26)$$

где e_0 — пористость осадка при $\Delta P = 1$;

a — находимая опытным путем величина, характеризующая сжимаемость осадка и имеющая различное значение для разных осадков.

При исследовании величину r_o определяли методом фильтрования чистой жидкости через слой осадка постоянной толщины, значение e вычисляли по влажности осадка, величину d_{cp} устанавливали седиментометрическим анализом. Было отмечено, что для осадков из частиц размером более 20 мкм наблюдаются отклонения от уравнения (V, 25).

На основании анализа размерности и данных, полученных при изучении движения жидкости через пористый слой, состоящий из гранулированных частиц, была установлена критериальная зависимость между различными факторами, которые влияют на течение процесса [116]. При условии, что поперечные размеры слоя велики по сравнению с размерами частиц и что жидкость движется ламинарно через слой сферических частиц (при нормальной плотности их укладки), из указанной зависимости выведено следующее уравнение:

$$q = \left[\frac{d^2 e^4}{30,72} \right] \frac{\Delta P}{\mu h_{oc}} \tau \quad (V, 27)$$

Из уравнения (V, 27) с учетом уравнения (V, 6) получим:

$$r_o = \frac{30,72}{d^2 e^4} \quad (V, 28)$$

3. Удельное сопротивление осадка как функция его пористости, размера и сферичности твердых частиц. В ряде работ было исследовано движение одно- и двухфазных жидкостей через пористые среды, состоящие из элементов насадки, применяемой в ректификационных колоннах, дробы, стеклянных шариков, частиц песка и хлористого натрия (размером около 0,14 мм). Полученные закономерности использовались при расчете процессов фильтрования и продувки осадка воздухом на вращающемся барабанном вакуум-филт্রে [117—119]. Для ламинарного потока установлена зависимость [117]:

$$q = \left[\frac{d^2 e^t}{32} \right] \frac{\Delta P}{\mu h_{oc}} \tau \quad (V, 29)$$

где t — показатель степени, зависящий от сферичности частиц и пористости слоя (определяется графическим путем).

Из уравнений (V, 6) и (V, 29) следует:

$$r_o = \frac{32}{d^2 e^t} \quad (V, 30)$$

4. Удельное сопротивление осадка как функция модуля сдвига твердых частиц и характеристик структуры осадка. Была предложена новая теория фильтрования [13, 120—122], основные положения которой заключаются в следующем:

а) Осадок состоит из прилегающего к фильтровальной перегородке уплотненного слоя и соприкасающегося с ним рыхлого слоя, причем структура и удельное сопротивление обоих слоев различны; в процессе фильтрования толщина уплотненного слоя постепенно возрастает, а толщина рыхлого слоя остается неизменной.

б) Увеличение удельного сопротивления осадка с возрастанием разности давлений является следствием двух процессов — перегруппировки частиц и их деформации под действием сдвигающих усилий. В связи с этим влияние структуры осадка на его удельное сопротивление предложено определять фильтрованием жидкости через осадок при относительно небольшой разности давлений (например, при высоте столба жидкости 1 м), а влияние деформации частиц — сжатием осадка при разности давлений, соответствующей заданным условиям фильтрования.

В соответствии с этой теорией предложено уравнение фильтрования, которое при $R_{ф.п} = 0$ имеет вид:

$$W = \left[\frac{1 - \frac{\Delta P}{M_c}}{\sigma_1 \left(1 + \frac{\Phi_p}{\Phi_1} \cdot \frac{h_p}{h_1} \right)} \right] \frac{\Delta P}{\mu h_1} \quad (V, 31)$$

где M_c — модуль сдвига твердых частиц осадка, н·м⁻²;

σ_1 — структурное сопротивление осадка при давлении столба суспензии высотой 1 м, м⁻²;

Φ_p — величина, характеризующая структуру рыхлого слоя осадка;
 Φ_1 — величина, характеризующая структуру уплотненного слоя осадка при давлении столба суспензии высотой 1 м;
 h_p — толщина рыхлого слоя осадка, м;
 h_1 — толщина уплотненного слоя осадка при давлении столба суспензии высотой 1 м, м.

Из сопоставления уравнений (V, 6) и (V, 31), учитывая равенство $W = q/\tau$ и принимая $h_{oc} \approx h_1$, получим:

$$r_o = \frac{\sigma_1 \left(1 + \frac{\Phi_p}{\Phi_1} \cdot \frac{h_p}{h_1}\right)}{1 - \frac{\Delta P}{M_c}} \quad (V, 32)$$

Таким образом, величина r_o определяется пятью параметрами (M_c , σ_1 , Φ_p , Φ_1 и h_p) и зависит также от переменной величины h_1 ; значения всех указанных параметров находят довольно сложным путем [123—125].

Существование уплотненного и рыхлого слоев осадка не подтверждено экспериментальными исследованиями. Такое допущение противоречит результатам многих работ, которые показывают, что при разности давлений до нескольких десятков $\text{н} \cdot \text{см}^{-2}$ пористость осадка непрерывно изменяется по всей его толщине без резкого перехода от рыхлого слоя к уплотненному.

В связи с этим необходимо отметить, что в некоторых случаях возможно существование рыхлого и уплотненного слоев осадка. Так, измерением электрического сопротивления различных слоев осадка, состоящего из сферических, недеформируемых и слабо флокулирующих частиц поливинилхлорида размером 5—12 $\mu\text{м}$, было установлено, что при толщине 3 см пористость нижнего слоя образовавшегося осадка внезапно и резко уменьшается [126]. Это явление объясняют действием сдвигающих усилий, которые перемещают твердые частицы в горизонтальном направлении и увеличивают плотность их расположения. Такое перемещение частиц происходит при условии, если сдвигающие усилия становятся больше сил трения между частицами. Сдвигающие усилия в данном случае представляют собой разность между давлением на твердые частицы осадка и статическим давлением жидкости в его порах (см. стр. 42). В любом поперечном сечении осадка указанная разность будет возрастать по мере увеличения толщины осадка за счет уменьшения статического давления жидкости.

Было также установлено, что добавление к водной суспензии поливинилхлорида дефлокулирующих веществ и электролитов значительно изменяет толщину осадка, при которой происходит резкое уменьшение пористости его нижнего слоя.

Однако результаты этой работы нельзя распространить на многочисленные осадки, состоящие из сильно флокулированных кристаллических частиц различной формы и легко деформируемых аморфных частиц.

Величина M_c для осадков, получаемых при фильтровании сатурационных соков, является переменной и в значительной степени зависит от разности давлений. Например, для осадка, полученного при фильтровании сатурационного сока в оптимальных условиях, значение M_c при $\Delta P = 25\,000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ составляет 248 600 $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$, а при $\Delta P = 300\,000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ равно 685 000 $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$ [13].

Таким образом, величина M_c по физическому смыслу не может соответствовать модулю сдвига, значение которого в пределах упругих деформаций не зависит от величины деформирующей силы. Кроме того, понятие модуля сдвига вообще трудно использовать при объяснении способности осадков сжиматься. Деформации кристаллических частиц при давлениях, которые применяются в про-

цессах фильтрования, не могут достигнуть заметной величины, а деформации псевдоаморфных и аморфных частиц нельзя рассматривать как упругие.

Отношение $\sigma_1/(1 - \Delta P/M_c)$, входящее в правую часть уравнения (V, 31) и обозначаемое далее буквой A , по-видимому, может быть выражено простой эмпирической функциональной зависимостью $A = f(\Delta P)$. Так, используя некоторые определенные значения ΔP и M_c , а также принимая среднее значение σ_1 [13] для осадка, образующегося при фильтровании сока после сатурации его в оптимальных условиях, получаем следующую зависимость:

$$A = 1,88 \cdot 10^{13} (\Delta P)^{0,24} \quad (V, 33)$$

Нетрудно видеть, что уравнение (V, 33) аналогично уравнению (II, 64), выражающему эмпирическую зависимость удельного сопротивления осадка от разности давлений.

Следует отметить, что при определении влияния структуры осадка на его удельное сопротивление высота столба жидкости, равная 1 м, выбрана произвольно.

Уравнение (V, 31) опытами не подтверждено.

Способы четвертого вида сложнее способов первого и второго видов. Основное практическое значение их состоит, по-видимому, в том, что они подтверждают возможность использования в уравнениях фильтрования величины среднего удельного сопротивления осадка.

Как указывалось в главе II, пористость и, следовательно, удельное сопротивление сжимаемого осадка неодинаковы для различных его слоев. При этом в направлении от границы с суспензией к границе с фильтровальной перегородкой пористость такого осадка уменьшается, а его удельное сопротивление увеличивается. Это вызвано уменьшением статического давления жидкости и соответствующим возрастанием величины $p = P_1 - P_{ст}$ в том же направлении (стр. 42).

Рассмотрим основное дифференциальное уравнение фильтрования (II, 5). В некоторый момент времени после начала процесса скорости фильтрования достигнет величины $W = dV/Sdt$, которая будет одинаковой для всех слоев осадка (рис. V-1). Одновременно с этим толщина осадка достигнет значения $h_{oc} = x_o V/S$.

Напишем уравнение (II, 5) для осадка, приняв $R_{ф.п} = 0$ и $\Delta P = \Delta P_{oc}$. Тогда для указанного момента времени будет справедливо уравнение

$$W = \frac{\Delta P_{oc}}{\mu r_o h_{oc}} \quad (V, 34)$$

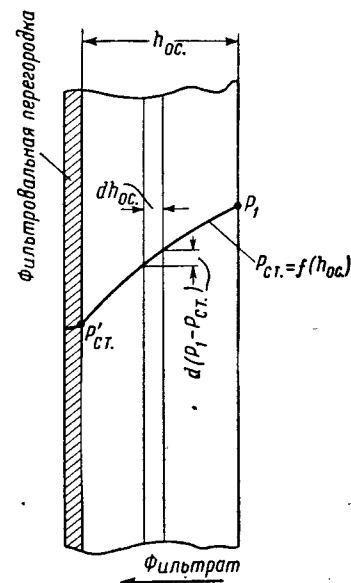


Рис. V-1. График к определению среднего удельного сопротивления осадка.

или

$$\frac{\Delta P_{oc}}{r_o} = W \mu h_{oc} \quad (V, 35)$$

Для слоя осадка толщиной dh_{oc} , в котором падение давления выражается величиной $dp = d(P_1 - P_{ст})$, получим следующее дифференциальное уравнение:

$$\frac{d(P_1 - P_{ст})}{r_c} = W \mu dh_{oc} \quad (V, 36)$$

где r_c — удельное сопротивление рассматриваемого слоя осадка.

Предположим, что r_c является известной функцией от разности $P_1 - P_{ст}$, выраженной в виде уравнения или экспериментальной кривой. Тогда уравнение (V, 36) может быть проинтегрировано аналитически или графически в пределах от 0 до $\Delta P_{oc} = P_1 - P'_{ст}$ и от 0 до h_{oc} (здесь $P'_{ст}$ — статическое давление на границе между осадком и фильтровальной перегородкой):

$$\int_0^{\Delta P_{oc}} \frac{d(P_1 - P_{ст})}{r_c} = W \mu \int_0^{h_{oc}} dh_{oc} \quad (V, 37)$$

На рис. V-2 изображена типичная экспериментальная кривая, показывающая зависимость между величиной $1/r_c$, обратной удельному сопротивлению осадка в данном слое, и разностью $P_1 - P_{ст}$. Из рис. V-2 видно, что

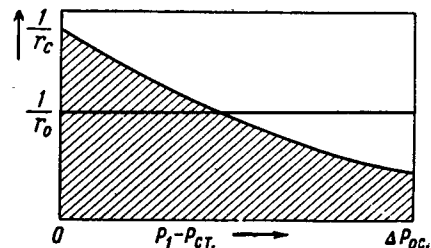


Рис. V-2. Графическое интегрирование левой части уравнения (V, 37).

и интегрируя правую часть уравнения (V, 37), получим, как и следовало ожидать, уравнение (V, 35), относящееся ко всему осадку.

Возвращаясь к уравнению (V, 38), можно сказать, что среднее удельное сопротивление осадка выражается уравнением:

$$r_o = \frac{\Delta P_{oc}}{\Delta P_{oc} \int_0^{\Delta P_{oc}} \frac{d(P_1 - P_{ст})}{r_c}} \quad (V, 39)$$

Для построения кривой, изображенной на рис. V-2 и необходимой для вычисления интеграла, входящего в знаменатель правой части уравнения (V, 39), должен быть получен ряд соответствующих друг другу значений $1/r_c$ и разности $P_1 - P_{ст}$. Эти значения можно получить с помощью прибора (рис. V-3), который применяется также для изучения зависимости удельного сопротивления осадка от пористости и других его свойств. Внутренний диаметр цилиндрического сосуда равен 50 мм, толщина пористых угольных дисков составляет около 5 мм [127]. Опыт выполняется следующим образом [14]. В цилиндрический сосуд, из которого вынут поршень с верхними опорными и фильтровальными дисками, помещают некоторое количество исследуемой суспензии. После этого на нижнем фильтровальном диске при фильтровании под вакуумом получают осадок твердых частиц суспензии. Затем в сосуд вводят поршень, который сжимает осадок. Осадок, сжатый поршнем, по структуре однороден и по свойствам соответствует тонкому слою полученного при фильтровании осадка, находящегося под действием такого же давления. После этого через осадок при относительно небольшой разности давлений фильтруют жидкую фазу суспензии и определяют проницаемость осадка, т. е. величину, обратную его удельному сопротивлению. Затем нагрузку на поршень несколько увеличивают и снова определяют проницаемость осадка. Эти операции повторяют несколько раз, причем разность между максимальным и минимальным давлениями должна соответствовать той разности давлений ΔP_{oc} , для которой вычисляют среднее удельное сопротивление осадка. Таким образом, получают ряд величин, обратных удельному сопротивлению осадка, в зависимости от значений разности $P_1 - P_{ст}$. Эта разность определяется давлением, которое поршень оказывает на осадок.

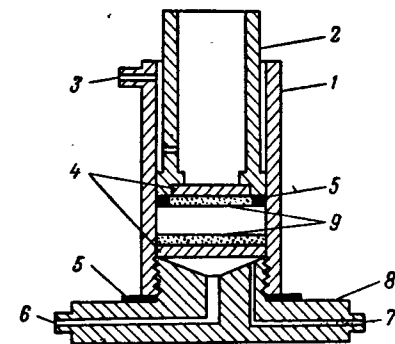


Рис. V-3. Прибор для исследования удельного сопротивления осадка:

1 — цилиндрический сосуд; 2 — поршень; 3 — канал для удаления жидкости; 4 — опорные перфорированные металлические диски; 5 — прокладки; 6 — канал для ввода жидкости; 7 — канал для соединения с источником вакуума; 8 — основание; 9 — фильтровальные угольные диски.

Имеется указание, что величины среднего удельного сопротивления осадка, найденные обычным методом (фильтрованием) и вычисленные по уравнению (V, 39), отличаются друг от друга не более чем на $\pm 10\%$ [129].

В связи с третьим и четвертым способами определения удельного сопротивления осадка, которые, как уже сказано, не нашли непосредственного практического применения, следует дополнительно осветить некоторые вопросы.

Об уравнении Козени — Кармана. Различные виды этого уравнения (V, 5), (V, 12) и (V, 14) нередко использовались в исследованиях, относящихся к определению взаимосвязанных величин удельного сопротивления осадка и удельной поверхности твердых частиц. При этом существенное внимание уделялось вопросу о постоянстве величин k_1 и S_0 .

Принималось [103—105], что $k_1 = 5 \pm 10\%$. Однако отмечалось, что k_1 зависит от формы и расположения твердых частиц в осадке, т. е. от формы поперечного сечения пор и отношения длины пути жидкости в осадке к толщине осадка [105]; для сжимаемых осадков величина k_1 не остается постоянной при изменении разности

давлений [443]. Отмечалось также [408, 409], что для слоев из плоских частиц асимметричной формы k_1 больше 5, а в некоторых случаях значительно превышает 5. Для слоев из волокнистых материалов указывалось на зависимость k_1 от ориентации волокон по отношению к направлению движения фильтрата [410]. Непостоянство величины k_1 обнаруживалось и в других случаях [411].

Имеется указание, что иногда произведение $k_1 S_0^2$ можно считать постоянным [106].

Как установлено из опытов, величины S_0 различаются в зависимости от способа определения — по проницаемости жидкости (фильтрование), проницаемости газа, адсорбции газа, термограммам сушки [444], — что связано с физической сущностью этих способов. Так, при определении S_0 по адсорбции газа отражается влияние поверхности пор, недоступных для движения жидкости, а термограммы сушки показывают до некоторой степени условную величину поверхности частиц, связанной с пленкой жидкости.

К сказанному следует добавить, что величина пористости осадка ε , входящая в уравнение Козени — Кармана, также зависит от способа определения. Она может быть определена по объему жидкости, удаляемой из осадка высушиванием или экстрагированием, по объему подвижной жидкости [413], а также измерением электрического сопротивления. По первому способу получают общую пористость, которая обычно больше активной, определяемой по второму способу, из-за наличия в осадке почти или полностью замкнутых пор, недоступных для движения жидкости. Способ измерения электрического сопротивления (электрогидродинамическая аналогия), по-видимому, особенно пригоден для сравнительных исследований.

Недостаточная определенность рассматриваемого уравнения отмечалась неоднократно.

Экспериментально найдено [298], что осадки, состоящие из частиц с размерами в одних и тех же пределах, но с различным распределением по размерам, значительно отличаются по пористости; при этом удельная поверхность частиц не может полностью характеризовать распределение частиц по размерам. Выполнены опыты с осадками, состоящими из смесей различных фракций стеклянных шариков диаметром 43—1000 мкм и имеющими пористость 0,216—0,374 (распределение шариков по размерам и удельная поверхность их определялись под микроскопом). Получено, что отношение величины удельного сопротивления, рассчитанного по уравнению (V, 7), к соответствующей величине, определенной фильтрованием, находится в пределах 0,73—2,76.

Обнаружено [414, 415], что распределение локальной пористости в осадке в процессе фильтрования иногда не соответствует обычному представлению (стр. 44), а определяется более сложными закономерностями. В таких случаях изменение в распределении локальной пористости может нарушать постоянство средних значений ε и S_0 .

Указано [416] на некоторое различие между результатами опытов и расчетов по фильтрованию при использовании удельной поверхности даже в том случае, если осадок состоит из стеклянных шариков, для которых величина S_0 определялась под микроскопом.

Отмечена [418] зависимость величины удельной поверхности частиц от процессов их деформации и агрегации или пептизации.

На основании опытов [313] по разделению при постоянной разности давлений суспензии смеси двух фракций талька (с удельной поверхностью $2,52 \cdot 10^3$ и $1,63 \cdot 10^3 \text{ см}^2 \cdot \text{мг}^{-1}$) найдено, что в уравнении Козени — Кармана величина S_0 входит в степени значительно меньше 2.

Было предположено [300], что удельная поверхность осадка, состоящего из полидисперсных частиц, обладает свойством аддитивности. Однако, из опытов с полидисперсными суспензиями глины, когда удельная поверхность определялась по проницаемости жидкости (фильтрование), найдено, что в координатах $x_k - (k_1 S_0^2)^{1/2}$, где x_k — объемная доля одного из компонентов в смеси, получаются кривые с некоторой выпуклостью.

Модификации рассматриваемого уравнения могут иметь лишь эмпирический характер и ограниченное, частное применение.

Следует иметь в виду, что уравнение Козени — Кармана не учитывает распределение пор по размерам и не отражает влияние физико-химических факторов, в частности поверхностных явлений (например, образование двойного электрического слоя), которые особенно сильно влияют на удельное сопротивление осадков при размере частиц порядка 10 мкм.

При условии независимого определения ε и S_0 и постоянном принятом значении k_1 уравнение Козени — Кармана не может быть рекомендовано для обработки результатов опытов по разделению тонкодисперсных суспензий (размер частиц порядка 10 мкм), если требуется получить достаточно точные данные, например при проектировании фильтровальных установок. Случай, когда S_0 находится из опытов по фильтрованию, составляет исключение и будет рассмотрен ниже.

Однако, достоверность уравнения Козени — Кармана при упомянутом условии независимого определения ε и S_0 повышается по мере увеличения размера частиц до 100 мкм и более и приближения формы частиц к правильной. При этом влияние поверхностных явлений соответственно уменьшается, а величина S_0 приобретает более определенный геометрический смысл.

Уравнение Козени — Кармана сохраняет свое значение при исследованиях процесса фильтрования путем проведения сравнительных опытов в одинаковых условиях, когда следует выяснить влияние ε и S_0 , но нет необходимости в получении действительных, точных значений этих параметров.

В заключение следует отметить, что при определении действительных значений размера частиц или их сферичности также

возникают затруднения, аналогичные указанным для способов определения действительных значений пористости и удельной поверхности. Уравнения, включающие размер частиц и их сферичность, также не учитывают влияние физико-химических факторов.

Об определении удельного сопротивления осадка по уравнению Козени—Кармана. Затруднения, связанные с использованием значений пористости и удельной поверхности твердых частиц для характеристики удельного сопротивления осадка, рассмотрены в работе [128].

Применительно к уравнению (V, 5) можно сказать, что комплекс параметров в квадратных скобках является величиной, обратной удельному сопротивлению осадка, что выражается равенствами (V, 6) и (V, 7). Отсюда следует, что r_0 может быть определено или на основании опытов по фильтрованию с использованием равенства (V, 6) или на основании измерений пористости и удельной поверхности с использованием равенства (V, 7).

Определение r_0 из опытов по фильтрованию с использованием равенства (V, 6) относится к описанным ранее способам определения удельного сопротивления осадков второго вида (стр. 143): надежность получаемых при этом результатов не вызывает сомнений.

Определение r_0 с использованием равенства (V, 7) не может быть рекомендовано из-за отмеченной выше некоторой неопределенности значений ε и S_0 при их независимом определении. Следует иметь в виду, что найденная таким образом величина r_0 может не совпадать (и обычно не совпадает) с величиной r_0 , найденной из равенства (V, 6).

Исключением является определение S_0 по проницаемости жидкости (т. е. из опытов по фильтрованию) с использованием соотношения (V, 8). Однако, в этом случае величина r_0 получается непосредственно из равенства (V, 6), и вычисление удельной поверхности по соотношению (V, 8) для последующего вычисления удельного сопротивления осадка из равенства (V, 7) теряет смысл.

Очевидно, что в данном случае всегда будет наблюдаться полное соответствие между величинами r_0 , вычисленными из равенств (V, 6) и (V, 7), поскольку S_0 используется по существу в том же уравнении, при помощи которого оно определено. При этом величина S_0 может значительно отличаться от действительной величины удельной поверхности.

Об определении удельного сопротивления осадка на фильтре с поршнем [стр. 153]. Искусственные условия процесса фильтрования на этом приборе значительно отличаются от реальных условий проведения процесса фильтрования с образованием осадка. Поэтому при использовании такого прибора нельзя с уверенностью ожидать получения действительных, точных значений удельного сопротивления осадка. При определении указанного параметра на фильтре с поршнем не учитывается влияние ряда существенных факторов, из которых можно отметить следующие:

концентрация твердых частиц в суспензии [351, 420];

осаждение твердых частиц под действием силы тяжести;

дополнительное сопротивление на границе осадка с фильтровальной перегородкой, зависящее от сочетания свойств обоих пористых тел [302];

гетерогенность осадка (вследствие неполной гомогенности разделяемой суспензии) [274];

трение осадка о боковые стенки фильтра [421];

сложное распределение пористости в осадке [415];

изменение сопротивления фильтровальной перегородки и осадка в результате миграции твердых частиц в потоке жидкости [418];

особенности возможного разрушения твердых частиц или их агрегатов под действием сжимающих усилий, гидродинамических по своему существу и изменяющихся по толщине осадка.

Если все перечисленные факторы (или большинство из них) действуют в одном направлении, ошибка в определении удельного сопротивления осадка может оказаться очень большой; если действие этих факторов отчасти компенсируется, ошибка уменьшается.

Таким образом, фильтр с поршнем нельзя рекомендовать для определения значений удельного сопротивления, используемых при проектировании производственных установок. Этот фильтр может быть очень полезен, когда необходимо выполнять лабораторные опыты по взаимозависимости пористости и проницаемости, а также по исследованию других закономерностей фильтрования.

О влиянии на удельное сопротивление осадка перераспределения в нем жидкой и твердой фаз в процессе фильтрования. В ряде статей [279—282, 422—424] были изложены результаты исследований взаимозависимости пористости осадка, происходящих в нем гидродинамических процессов и его удельного сопротивления. Было отмечено различие процессов образования осадка при обычном фильтровании и сжатия осадка с последующим фильтрованием сквозь него жидкости на фильтре с поршнем. При действительном фильтровании в осадке происходят сложные явления вследствие изменения локальных сжимающих усилий на фиксированных расстояниях от фильтровальной перегородки по мере возрастания толщины осадка.

Как следует из гидродинамических соображений (стр. 44), на данном фиксированном расстоянии от перегородки при возрастании толщины осадка сжимающие усилия увеличиваются, а пористость уменьшается. Это приводит к тому, что некоторое количество жидкости выдавливается из уменьшающихся пор и дополнительно присоединяется к потоку фильтрата, соответствующим образом влияя на удельное сопротивление осадка. С учетом описанного явления были составлены дифференциальные уравнения фильтрования и даны модифицированные соотношения для удельного сопротивления осадка, определяемого в опытах на фильтре с поршнем, путем умножения на корректирующий множитель

Указанные дифференциальные уравнения были уточнены, поскольку было замечено, что при уменьшении пористости происходит перемещение твердых частиц в направлении к фильтровальной перегородке. В связи с этим в дифференциальных уравнениях следует рассматривать скорость жидкости не по отношению к перегородке, а по отношению к перемещающимся в том же направлении твердым частицам. Установлено, что влияние перемещения твердых частиц приобретает ощутимое значение только при коротких циклах фильтрования и концентрированных суспензиях, как это обычно осуществляется на барабанных вакуум-фильтрах. Вероятно, движение твердых частиц можно не принимать во внимание, если отношение доли твердых частиц в суспензии к доле их в поверхностной зоне осадка меньше 0,5.

Были выведены дифференциальные уравнения для скоростей движения жидкости и твердых частиц в осадке и на их основе получено выражение для корректирующего множителя J_s , который представляет собой сложную функцию от средней пористости, распределения локальной пористости и концентрации суспензии [423]. Дано соотношение для удельного сопротивления осадка, вычисленного с поправкой на перемещение жидкости и твердых частиц в осадке:

$$r_0 = J_s r$$

(где r — среднее удельное сопротивление осадка, вычисленное из опытов на фильтре с поршнем). Оказалось, что величина J_s меньше единицы, вследствие чего r_0 меньше r . Так, для суспензии смеси окиси алюминия и глины при давлении $50 \text{ н} \cdot \text{см}^{-2}$ величина $J_s = 0,835$, что заметно меньше, чем ранее полученная величина при условии пренебрежения скоростью твердых частиц [282, 424].

Необходимо отметить, что при определении удельного сопротивления осадка обычным способом (фильтрованием) речь идет непосредственно об r_0 , поскольку все внутренние процессы в осадке отражаются на результатах определения.

С использованием уравнения Дарси, полученного при исследовании движения воды в пористых грунтах, выполнен [435] теоретический анализ одномерного процесса фильтрования с образованием осадка при постоянной разности давлений. Установлены соотношения, описывающие движение жидкости относительно перемещающихся при консолидации осадка твердых частиц; эти соотношения дают сведения, в частности, о распределении в пространстве и времени жидкости и твердых частиц в образующемся осадке.

ВЛИЯНИЕ КОНЦЕНТРАЦИИ СУСПЕНЗИИ И ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ ФИЛЬТРОВАНИЯ НА УДЕЛЬНОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ОСАДКА

В общепринятых уравнениях фильтрования зависимость удельного сопротивления осадка от концентрации исходной суспензии не учитывается. В большинстве случаев это допустимо, поскольку в производственных условиях при установившемся технологическом процессе основные свойства суспензии, в частности ее концент-

рация, остаются приблизительно неизменными. В связи с тем, что иногда концентрация исходной суспензии может изменяться, например при изменении технологического процесса или степени предварительного сгущения, возникает вопрос о влиянии концентрации суспензии на удельное сопротивление осадка.

По этому вопросу имеются до некоторой степени противоречивые данные, в соответствии с которыми удельное сопротивление осадка может уменьшаться или увеличиваться при повышении концентрации суспензии. Рассматриваемая зависимость достаточно сложна, так как она определяется рядом факторов, к числу которых можно отнести скорость фильтрования и степень агрегации первичных частиц суспензии. Повышение скорости фильтрования, обусловленное уменьшением концентрации суспензии, в зависимости от свойств суспензии может быть причиной более плотной укладки частиц в осадке вследствие возрастания их кинетической энергии или может вызвать менее плотную укладку частиц в связи с тем, что осадок не успевает уплотниться. В первом случае уменьшение концентрации суспензии приведет к увеличению удельного сопротивления осадка, а во втором — к уменьшению. Повышение степени агрегации частиц суспензии в результате их соударений, чему способствует увеличение концентрации суспензии, обуславливает получение осадка с порами большего размера и меньшим удельным сопротивлением.

С целью уменьшения удельного сопротивления осадков гидроокисей некоторых металлов предложено [350] значительно увеличивать концентрацию исходных суспензий этих гидроокисей, что дает возможность разделять упомянутые суспензии на вращающихся барабанных вакуум-фильтрах. При этом рекомендованы следующие оптимальные концентрации для суспензий: гидроокисей кальция и цинка — $6 \cdot 10^3 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$; гидроокиси кобальта — $10 \cdot 10^3 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$.

Исследована [351] зависимость удельного сопротивления осадков несколько сортов диатомита, перлита, микропорошка электрокорунда, апатитового концентрата от концентрации исходной суспензии в пределах ее изменения от 2 до 30 вес. %. Опыты проведены при постоянном разрежении $60 \cdot 10^3 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ на цилиндрической лабораторной воронке, имеющей поверхность фильтрования $0,01 \text{ м}^2$ и снабженной мешалкой и устройством для нагревания.

Результаты опытов для некоторых типичных случаев показаны на рис. V-4 в координатах весовая концентрация суспензии — удельное весовое сопротивление осадка. Из этого рисунка видно, что во всех случаях удельное сопротивление осадка уменьшается при увеличении концентрации суспензии. Для осадков, состоящих из близких по размеру частиц достаточно округлой формы (микропорошки электрокорунда), уменьшение удельного сопротивления осадка осуществляется плавно. Для осадков, состоящих из сильно различающихся по размеру частиц очень неправильной формы (диатомит, перлит), закономерность такого уменьшения при некоторой концентрации суспензии резко изменяется; это можно объяснить

тем, что частицы суспензии при определенной ее концентрации начинают интенсивно агрегироваться.

Зависимость удельного сопротивления осадка от концентрации суспензии может быть выражена эмпирическими уравнениями, аналогичными тем, которые используются для выражения зависимости удельного сопротивления осадка от разности давлений.

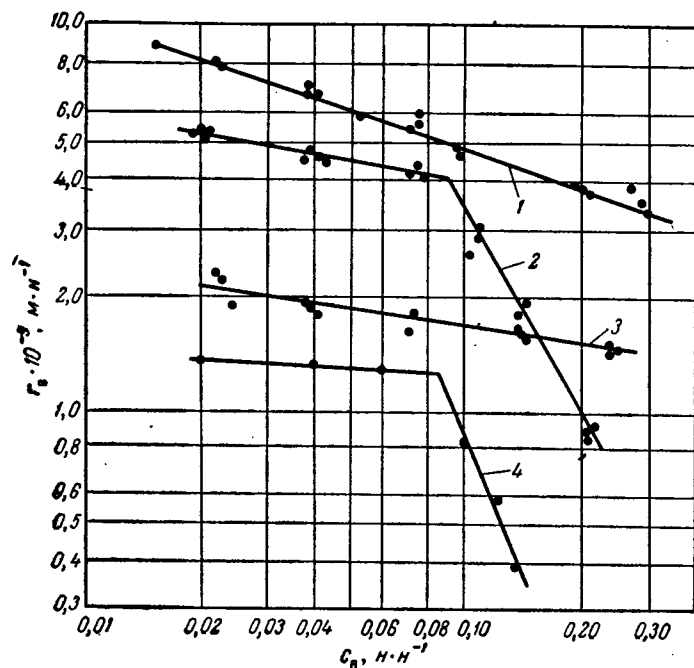


Рис. V-4. Зависимость удельного сопротивления осадка от концентрации суспензии:

1 — микропорошок электрокорунда марки М-28; 2 — лапландский диатомит; 3 — микропорошок электрокорунда марки М-14; 4 — перлит.

Сходные результаты по зависимости удельного сопротивления осадка от концентрации получены при разделении водной суспензии гидрооксида магния [426].

Наблюдалось увеличение пористости осадка, приводящее к понижению его удельного сопротивления, при возрастании концентрации разделяемой суспензии [415], [425]; однако отмечено, что чрезмерное увеличение пористости может быть связано с появлением в осадке микротрещин.

Отмечены [460] более сложные зависимости удельного сопротивления осадков от концентрации для водных суспензий цемента, флотационных хвостов и известняка, в частности наличие минимума на кривой в координатах концентрация — удельное сопротивление;

причины, обуславливающие появление таких зависимостей, недостаточно ясны.

Влияние продолжительности фильтрования на удельное сопротивление осадка, уже образовавшегося на фильтре, наблюдается в заметной степени относительно редко. Это влияние состоит в том, что во время фильтрования удельное сопротивление осадка постепенно возрастает и в соответствии с этим скорость процесса уменьшается быстрее, чем следует из основного уравнения фильтрования. Такое явление можно объяснить постепенным прониканием тонкодисперсных частиц в глубокие слои осадка и фильтровальную перегородку с уменьшением поперечного сечения пор.

В тех случаях, когда разделяемая суспензия предварительно обработана флокулянтами, отмечены резкие замедления скорости фильтрования по истечении определенного времени с начала процесса. Это может быть поставлено в зависимость от обратного процесса пептизации флокулированных частиц, который наблюдается после обработки суспензии флокулянтами; в некоторый момент времени пептизация может достигнуть такой степени, что произойдет значительное закупоривание пор.

Наблюдается некоторое уменьшение удельного сопротивления осадка с течением времени, что можно объяснить возникновением микротрещин в осадке вблизи фильтровальной перегородки.

ВЛИЯНИЕ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ ФАКТОРОВ НА УДЕЛЬНОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ОСАДКА

Удельное сопротивление осадка быстро уменьшается с увеличением размера составляющих его твердых частиц. При возрастании этого размера в общем случае увеличивается поперечное сечение пор и уменьшается удельная поверхность, что понижает гидравлическое сопротивление движению жидкой фазы суспензии в слое осадка. Поэтому любые явления, вызывающие возрастание размера частиц суспензии, будут способствовать уменьшению удельного сопротивления осадка. Это имеет в особенности большое значение, когда размер частиц суспензии менее 10 мкм, так как в этих случаях обычно получают осадки с большим удельным сопротивлением.

На практике увеличение размера частиц уже имеющейся суспензии обычно достигается их агрегацией в результате добавления к суспензии различных неорганических или органических веществ. Эти вещества должны обладать такими свойствами [344], которые сводят к минимуму обратные процессы пептизации и улучшают условия разделения суспензии на фильтре, а также позволяют быстро приготовить их в удобном для использования виде и смешать с суспензией. Подобные вещества, применяемые в промышленности, предложено объединить в следующие группы: неорганические соли, крахмал и его производные, полиэлектролиты. Агрегация твердых частиц возможна также путем применения вибраций.

В настоящее время отмечается тенденция ко все более широкому применению высокополимерных синтетических полиэлектролитов, которые по своим свойствам часто превосходят другие типы агрегирующих веществ; они применимы в небольших количествах и выгодны в экономическом отношении. По-видимому, не существует универсальных агрегирующих веществ, поскольку эффективность такого вещества зависит не только от его свойств, но и от свойств суспензии. Без проведения лабораторной работы по выбору типа агрегирующего вещества, установлению оптимального количества его и наилучшей концентрации суспензии, а также последующей полужаводской проверки и экономической оценки нельзя применять такое вещество, пользуясь аналогией с применением его в другом случае.

Процессы агрегации тесно связаны с некоторыми явлениями, происходящими на поверхности твердых частиц. Число работ, посвященных исследованию подобных явлений, довольно значительно. Далее рассмотрены лишь некоторые из этих работ.

Явления, происходящие на поверхности твердых частиц суспензии, обусловлены в основном процессами адсорбции ионов, полярных молекул и коллоидных частиц. До настоящего времени нет достаточной ясности в закономерностях, которые связывают поверхностные явления с удельным сопротивлением осадка. Это объясняется, главным образом, сложностью упомянутых закономерностей, а также тем, что различные исследователи применяли неодинаковые методы проведения опытов и для объяснения результатов этих опытов использовали разные теории.

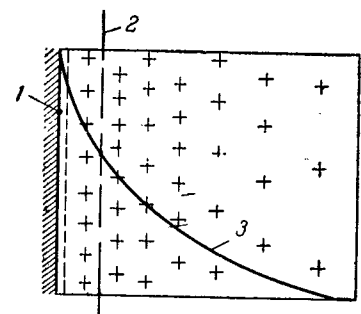


Рис. V-5. Строение двойного электрического слоя:

1 — поверхность твердого тела; 2 — граница перемещения жидкости; 3 — кривая падения потенциала.

Молекулы электролитов в воде диссоциируют на положительно и отрицательно заряженные ионы. При соприкосновении водного раствора электролита с поверхностью твердого тела, например со стенками капиллярных каналов или частицами осадка, на этой поверхности адсорбируются ионы одного знака (обычно отрицательно заряженные).

Это приводит к тому, что соответствующее количество ионов другого знака удерживается электростатическими силами в слое жидкости, находящемся около указанной поверхности.

Таким образом, возникает двойной электрический слой [130, 131].

На рис. V-5 показано строение двойного электрического слоя для растворов электролитов средней концентрации. Отрицательно заряженные ионы адсорбируются на поверхности твердого тела, образуя тонкий внутренний слой. Положительно заряженные ионы электролита образуют внешний слой, причем концентрация этих

ионов в нем убывает в направлении от поверхности твердого тела. Такой характер внешнего слоя объясняется взаимным влиянием электростатического поля, концентрирующего положительно заряженные ионы вблизи внутреннего слоя, и теплового движения молекул, равномерно распределяющего эти ионы во всем объеме жидкости.

Под толщиной двойного электрического слоя следует понимать расстояние между поверхностью твердого тела, на котором адсорбированы ионы одного знака, и центром тяжести ионов другого знака, находящихся во внешнем слое. На толщину двойного электрического слоя оказывают влияние различные факторы, в частности свойства твердого тела, концентрация электролитов, валентность ионов, наличие поверхностно-активных веществ. Так, толщина двойного электрического слоя уменьшается с увеличением концентрации электролита; при этом концентрации одновалентного иона калия, двухвалентного иона бария и трехвалентного иона алюминия, производящие одинаковое действие, приблизительно относятся как 800:25:1.

Наличие двойного электрического слоя на поверхности твердых частиц суспензии имеет большое значение в процессах пептизации и агрегации, что соответственно влияет на удельное сопротивление осадка, образующегося при разделении суспензии. Ввиду того что на поверхности частиц адсорбируются ионы одинакового знака, эти частицы взаимно отталкиваются, причем возникшие агрегаты таких частиц склонны к пептизации. Поэтому факторы, уменьшающие толщину двойного слоя или совсем устраняющие его, будут способствовать агрегации частиц и образованию осадка с меньшим удельным сопротивлением.

При возникновении двойного электрического слоя в процессе фильтрования удельное сопротивление осадка возрастает за счет уменьшения эффективного сечения пор в результате образования неподвижного слоя жидкости у их стенок или обратного электроосмотического потока жидкости (возникновение потенциала протекания).

Отмечены [411] важность предварительной обработки суспензии с целью агрегации ее твердых частиц; значение для этого процесса соотношения электрических сил отталкивания и ван-дер-ваальсовских сил притяжения, зависящих от расстояния между частицами; влияние существования вокруг частиц жидкости с повышенной вязкостью.

Зависимость между удельным сопротивлением осадка, его пористостью и удельной поверхностью твердых частиц при различном давлении поршня (достигавшем $2 \cdot 10^3 \text{ н} \cdot \text{см}^{-2}$) исследована [129] на приборе, аналогичном изображенному на рис. V-3.

Для приготовления суспензий использованы 17 тонкодисперсных порошков, в частности карбонил железа, карбонат кальция, двуокись титана, тальк, активированный уголь и разбавленные водные растворы сульфата алюминия, фосфата натрия, едкого нат-

ра, а также дистиллированная вода. При помощи электронного микроскопа предварительно были определены размер и форма частиц тонкодисперсных порошков в сухом состоянии; измерением проницаемости при фильтровании воздуха — удельные поверхности частиц этих порошков. При этом найдено, что средний размер частиц различных порошков составляет 0,1—10 мкм, форма их изменяется от шарообразной (у карбонила железа) до очень неправильной (у талька), а удельная поверхность частиц находится в пределах от $1,2 \cdot 10^6$ (у карбонила железа) до $20 \cdot 10^6$ м²·м⁻³ (у двуокиси титана). Каждую из приготовленных суспензий перемешивали в течение 30 мин и выдерживали 1 ч, затем определенное количество ее помещали в прибор, из которого был вынут поршень. После этого при небольшом вакууме на фильтровальной перегородке получали осадок и в цилиндрический сосуд прибора вводили поршень, который подвергали действию ступенчато увеличивающейся нагрузки. После каждого очередного увеличения нагрузки на поршень измеряли высоту слоя осадка для расчета его пористости и фильтровали через осадок жидкую фазу суспензии с целью определения его удельного сопротивления.

Пористость осадка рассчитывали по уравнению (V, 9), удельную поверхность твердых частиц определяли из данных опытов по фильтрованию при постоянной толщине слоя осадка и вычисляли из уравнения (V, 14). При этом принимали $k_1 = 5$.

На основании указанной работы были сделаны следующие выводы.

Сжимаемость, т. е. интенсивность увеличения сопротивления осадка при повышении разности давлений, в большинстве случаев в значительной степени зависит от степени агрегации твердых частиц суспензии под действием электролитов; при этом, чем больше степень агрегации твердых частиц, тем меньше удельное сопротивление осадка.

Первичные размеры частиц и их распределение по размерам имеют очень небольшое непосредственное влияние на сжимаемость большинства осадков; косвенно размер частиц оказывает значительное влияние на сжимаемость осадков в связи с повышением способности к агрегации частиц малого размера, имеющих увеличенное отношение поверхности к объему.

Форма частиц мало влияет на сжимаемость осадков; косвенно форма частиц может иметь значительное влияние на сжимаемость осадков в связи с повышением способности к агрегации частиц неправильной формы. Так, например, степень агрегации частиц сферической формы не достигает заметной величины до тех пор, пока диаметр частиц не станет меньше 1—2 мкм; степень агрегации частиц очень неправильной формы в большинстве случаев становится значительной даже при условии, если один или два размера частиц превышают 20 мкм. В соответствии с этим отношение поверхности частицы неправильной формы к поверхности равновели-

кой по объему частицы сферической формы является лучшим критерием способности частиц к агрегации по сравнению с другими данными о размерах частиц.

Уравнение Козени — Кармана нельзя применить в обычном виде для значительно сжимаемых осадков. В этом практически важном случае эффективная удельная поверхность твердых частиц в образовавшемся осадке зависит как от степени агрегации частиц суспензии, так и от разности давлений при фильтровании.

Таким образом, размер частиц и их удельная поверхность, определенные путем исследования порошка в сухом виде, не могут быть использованы для расчета удельного сопротивления осадка. Поэтому удельная поверхность частиц в образовавшемся осадке должна быть определена на основании данных, полученных при исследовании свойств самого осадка.

Экспериментальные поправки в уравнение Козени — Кармана для значительно сжимаемых осадков в каждом отдельном случае могут быть введены на основании данных, полученных при помощи описанного способа исследования. Однако в настоящее время невозможно предложить общего видоизменения указанного уравнения, учитывающего явление агрегации.

В результате работы по обезвоживанию керамических шликеров [136] найдено, что удельное сопротивление осадка уменьшается после добавления к суспензии гидроокиси кальция, вызывающей агрегацию твердых частиц. Так, при добавлении гидроокиси кальция в количестве 0,25% (в пересчете на CaO) от веса твердых частиц суспензии производительность фильтра возрастает в 2—3 раза.

Исследовано влияние агрегирующих веществ (синтетические полимеры, крахмалы) на удельное сопротивление осадка, получаемого при разделении фильтрованием водной суспензии угля, содержащей примесь тонкодисперсных частиц глины [137]. Найдено, что добавление таких веществ в количестве нескольких тысячных долей процента к весу суспензии уменьшает удельное сопротивление осадка в несколько десятков раз. При этом было обнаружено, что наименьшее удельное сопротивление осадка, а также наибольшая устойчивость полученных агрегатов первичных твердых частиц соответствует определенной концентрации агрегирующего вещества в суспензии. Степень устойчивости указанных агрегатов была определена разделением суспензий, полученных при взмучивании в фильтрате осадка, который образовался в процессе предыдущего фильтрования.

Исследовано [138] влияние агрегации на удельное сопротивление осадка, полученного при разделении фильтрованием суспензии частиц пустой породы (концентрация 58—60 вес. %; весовое содержание твердых частиц, проходящих через сито с отверстиями 0,074 мм, 55—57%) в водном растворе солей урана, имеющем pH = 1,875—1,99. Обнаружено, что с течением времени происходит обратный процесс пептизации; это приводит к увеличению удельного сопротивления осадка.

На рис. V-6 изображена зависимость средней скорости образования осадка W'_{oc} в течение 30 сек (в пересчете на вес твердых частиц) от времени τ_k , прошедшего между операциями агрегации и фильтрования. Эта зависимость показывает, что процесс пептизации сначала происходит очень быстро, а затем постепенно замедляется.

На основании опытов по разделению водных суспензий глины [140] было предложено рассматривать удельное сопротивление

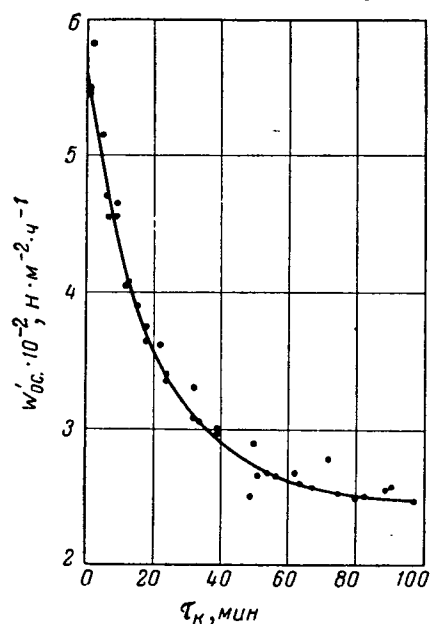


Рис. V-6. Зависимость средней скорости образования осадка W'_{oc} от времени τ_k , прошедшего между операциями агрегации и фильтрования.

удельного сопротивления осадка как сумму двух сопротивлений. Одно из них зависит от степени агрегации частиц, обусловленной концентрацией суспензии, а другое учитывает влияние разрушения агрегатов при движении фильтрата. Исследовано [314] влияние поверхностно-активного вещества (катионного собирателя) на удельное сопротивление осадка железного концентрата. В опытах готовили суспензию частиц железного концентрата в чистой воде или с добавлением небольшого количества поверхностно-активного вещества. Затем суспензию расслаивали под действием силы тяжести на стеклянной воронке диаметром 48 мм и через образовавшийся слой осадка под вакуумом фильтровали осветленную жидкость. Установлено, что добавление поверхностно-активного вещества повышает в определенных условиях скорость фильтрования в 1,5 раза. Это объяснено уменьшением трения жидкости о стенки пор осадка, покрытых гидрофобным слоем поверхностно-активного вещества; однако в данном случае не исключено влияние агрегации частиц суспензии под действием этого вещества. Отмечено, что добавление поверхностно-активного вещества приводит к уменьшению влажности осадка при его обезвоживании продуванием воздуха, что можно также, хотя бы частично, объяснить агрегацией частиц суспензии с соответствующим увеличением размера пор осадка.

Приведены [304] результаты исследования зависимости равновесной влажности сжимаемых осадков измельченной глины от разности давлений в пределах до $10 \text{ н} \cdot \text{см}^{-2}$ и добавления к суспензии перед ее разделением ряда полиэлектролитов в количестве до 4,5 н на 10^4 н твердых частиц. Равновесная влажность достигалась в

результате выдерживания влажного осадка на фильтре диаметром 2 см в течение 2 ч под вакуумом, причем для предотвращения просасывания воздуха сквозь осадок на его поверхность помещали ртуть в количестве 2 см³. Фильтр состоял из вертикального цилиндрического пластмассового корпуса, внутри которого находилась пористая фильтровальная перегородка в виде поршня, укрепленная на вертикальном стержне и могущая перемещаться вверх для выталкивания осадка.

Отмечено, что в этом случае количество добавляемого агрегирующего вещества является существенным фактором, влияющим на пористость осадка. В частности, найдено, что большинство использованных агрегирующих веществ обуславливают получение осадков с повышенной пористостью при относительно небольших разностях давлений и повышенном количестве этого вещества. Указано, что определение пористости при исследовании фильтрационных свойств осадков в связи с добавлением агрегирующих веществ более целесообразно, чем измерение скорости осаждения агрегированных частиц под действием силы тяжести.

Отмечено [315], что применением соответствующим образом подобранных поверхностно-активных веществ и электролитов, снижающих величину дзета-потенциала, можно интенсифицировать процесс разделения тонкодисперсных суспензий фильтрованием. Наиболее хорошие результаты достигаются при уменьшении дзета-потенциала до изоэлектрической точки, что во многих случаях приводит к агрегации твердых частиц. Так, при добавлении к водной суспензии пигмента желтого 2К, частицы которого имеют отрицательный дзета-потенциал, катионного электролита (нитрата алюминия) величина этого потенциала уменьшалась до нуля или даже изменялся его знак; при этом частицы размером до 2 мкм образовывали прочные агрегаты размером 7—10 мкм.

При необходимости сохранить высокую степень дисперсности твердых частиц в получаемом продукте образование прочных агрегатов их недопустимо. В таком случае требуется временная агрегация частиц с образованием непрочных агрегатов, которые в дальнейшем можно разрушить. Это достигается добавлением к суспензии небольшого количества электролита, например нитрата алюминия, снижающего дзета-потенциал до порога агрегации, и соответствующего количества полиэлектролита, например полиакриламида, адсорбирующегося на поверхности твердых частиц и объединяющего их в достаточно непрочные агрегаты.

Найдено, что экспериментально должно быть определено оптимальное количество полиэлектролита, поскольку избыток его приводит к уменьшению скорости фильтрования. Эффективность действия полиэлектролита снижается с увеличением концентрации суспензии.

Исследовано [305] влияние величины pH суспензии, дзета-потенциала твердых частиц и электрической проводимости фильтрата на скорость процесса фильтрования, выраженную удельным

сопротивлением осадка и продолжительностью фильтрования при получении эквивалентных количеств фильтрата. Опыты проведены, в частности, с пигментом зеленым фталоцианиновым. Отмечена возможность ускорения процесса фильтрования путем понижения величины рН и сдвига дзета-потенциала в сторону положительных значений при добавлении к суспензии поверхностно-активного вещества.

Влиянием электрокинетических явлений на удельное сопротивление осадка объяснены [68] результаты опытов по фильтрованию воды, содержащей электролиты в незначительной концентрации,

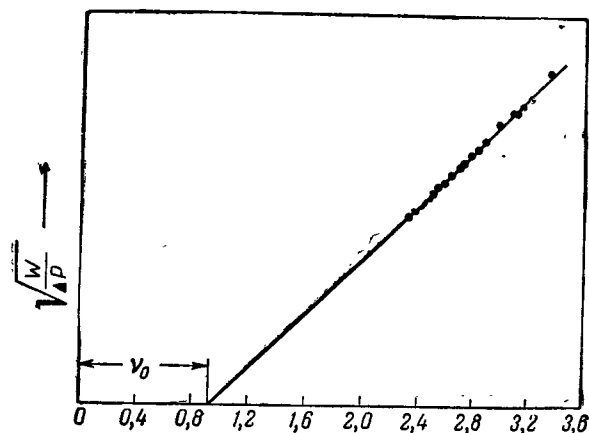


Рис. V-7. Определение недоступной части объема пор.

через слой заранее полученного осадка, состоящего из частиц карбоната кальция размером около 3 мкм. Опыты проводились в приборе, описанном на стр. 153. Они заключались в определении проницаемости и пористости осадка после каждого сжатия его поршнем, нагрузка на который ступенчато увеличивалась. При различной степени сжатия осадка были получены значения его пористости ν и скорости фильтрования (отнесенной к единице разности давлений $W/\Delta P$), которая является величиной, прямо пропорциональной проницаемости осадка и обратно пропорциональной его удельному сопротивлению*. Пористость осадка при различной степени сжатия вычислялась по уравнению (V, 10).

Оказалось, что в координатах $\nu - \sqrt{W/\Delta P}$ экспериментальные точки хорошо располагаются на прямой (рис. V-7). Однако при экстраполяции этой прямой до ее пересечения с осью абсцисс обнаружено, что точка пересечения находится не в начале координат, а на расстоянии ν_0 вправо от оси ординат. Был сделан вывод, что

* В рассматриваемых опытах удельное сопротивление осадка относили к единице неизменного веса твердых частиц, вследствие чего изменение толщины слоя осадка при сжатии не нарушало эту обратную пропорциональность.

удельное сопротивление осадка становится бесконечно большим и фильтрование прекращается раньше, чем пористость осадка достигает значения, равного нулю, иными словами, что существует недоступная для прохождения жидкости часть объема пор. Было также сделано предположение, что недоступная часть объема пор находится вблизи поверхности твердых частиц и заполнена пленкой жидкости, существование которой обусловлено электрокинетическими явлениями. Для подтверждения влияния электрокинетических факторов на процесс фильтрования были проведены дополнительные опыты. Они заключались в разделении на фильтре суспензий вспомогательного вещества в водных растворах хлористого натрия различной концентрации.

Установлено, что при увеличении концентрации электролита от 0,002 до 0,512 моль хлористого натрия на 1000 см³ дистиллированной воды удельное сопротивление осадка уменьшилось в 1,85 раза.

При проведении ряда других исследовательских работ было также установлено, что скорость фильтрования разбавленных водных растворов электролитов возрастала при увеличении их концентрации. Однако при выполнении некоторых работ не обнаружено изменения скорости фильтрования водных растворов электролитов при изменении их концентрации в широких пределах. Такое противоречие в полученных результатах отчасти можно объяснить различиями в методике проведения опытов в отдельных работах, вследствие чего эти результаты оказались несравнимыми.

Закономерности процесса при разделении суспензии твердых частиц в растворе электролита с постепенным образованием слоя осадка на фильтровальной перегородке могут сильно отличаться от закономерностей процесса фильтрования раствора электролита через слой осадка, заранее полученного на фильтровальной перегородке. При этом первый из указанных процессов более сложен, чем второй, поскольку структура постепенно образующегося осадка зависит не только от свойств жидкой фазы суспензии, но и от степени дисперсности взвешенных в ней твердых частиц. В свою очередь степень дисперсности твердых частиц зависит от свойств жидкой фазы суспензии, которые обуславливают процессы агрегации или пептизации этих частиц.

Были проведены опыты по выяснению влияния электрокинетических явлений на закономерности фильтрования в различных условиях [132]. В опытах использовались разные фракции кварцевого порошка с размером частиц до 12 мкм и два образца керамического порошка, в одном из которых содержалось около 35% частиц размером менее 3 мкм, а в другом — более 70% частиц размером свыше 25 мкм. В качестве жидкой фазы применялись водные растворы хлорида калия от 10⁻¹ до 10⁻⁵ н. Опыты проводились следующими способами:

1. Фильтрованием разделялись суспензии твердых частиц в растворах электролита различной концентрации с постепенным образованием слоя осадка на фильтровальной перегородке.

2. Последовательно фильтровались растворы электролита различной концентрации через слой осадка, заранее полученного на фильтровальной перегородке; при этом перед каждым очередным фильтрованием осадок взмучивался в фильтруемом растворе электролита и отстаивался.

3. Последовательно фильтровались растворы электролита, концентрация которых уменьшалась от опыта к опыту, через слой осадка, заранее полученного на фильтровальной перегородке; при этом осадок перед очередным фильтрованием не взмучивался.

4. Опыты проводились так же, как в предыдущем случае, но концентрация растворов электролита увеличивалась от опыта к опыту.

На основании опытов установлено, что при разделении суспензии с постепенным образованием слоя осадка и фильтровании растворов электролита через слой заранее полученного и предварительно взмученного осадка скорость фильтрования при изменении концентрации электролита изменяется во много раз. Аналогичная закономерность наблюдалась при фильтровании растворов электролита, концентрация которых уменьшается от опыта к опыту, через слой заранее полученного осадка без его предварительного взмучивания. Однако при фильтровании растворов электролита, концентрация которых увеличивается от опыта к опыту, через слой предварительно полученного осадка без его взмучивания найдено, что скорость фильтрования не изменяется при изменении величины дзета-потенциала от $-4,0$ до $-24,8$ мв. Этим закономерностям дано такое объяснение.

Находясь во взвешенном состоянии в растворе электролита при разделении суспензии или взмучивании осадка, твердые частицы подвергаются агрегации, степень которой уменьшается с понижением концентрации электролита. Это приводит к соответствующему изменению удельного сопротивления осадка и скорости фильтрования.

При последовательном фильтровании растворов электролита, концентрация которых уменьшается, через слой осадка без его взмучивания частицы осадка пептизируются. Это обуславливает увеличение удельного сопротивления осадка и уменьшение скорости фильтрования.

При последовательном фильтровании растворов электролита, концентрация которых увеличивается, через слой осадка без его взмучивания частицы осадка не могут агрегироваться, так как этому препятствуют силы трения между поверхностями отдельных частиц. Поэтому, несмотря на изменение величины дзета-потенциала, значения удельного сопротивления осадка и скорости фильтрования остаются постоянными. Эти значения равны соответствующим значениям r_0 и W при фильтровании раствора электролита с наименьшей концентрацией, когда степень агрегации была минимальной.

Таким образом, найденные закономерности объяснены тем, что изменения удельного сопротивления осадка и скорости фильтрования обусловлены степенью агрегации или пептизации твердых частиц в зависимости от концентрации раствора электролита или соответствующей этой концентрации величины дзета-потенциала.

Сходные результаты получены при исследовании зависимости проницаемости осадка, состоящего из частиц чистого каолинита размером в основном меньше 10 мкм, по отношению к дистиллированной воде и некоторым органическим жидкостям (метанол, ацетон, диоксан, циклогексан), а также к азоту [127]. Опыты проводились в приборе, изображенном на рис. V-3. Проницаемость осадка каолинита по отношению к перечисленным жидкостям и азоту исследовалась при различной нагрузке на поршень и, следовательно, при различной пористости сжатого осадка. При этом пористость осадка вычислялась по уравнению (V, 10).

Найдено, что при одинаковой пористости проницаемость каолинита по отношению к воде и органическим жидкостям значительно меньше его проницаемости по отношению к азоту. Кроме того, установлено, что при одинаковой пористости проницаемость каолинита заметно понижается с увеличением полярности фильтруемой жидкости. Это объясняется большей степенью диспергирования частиц каолинита в суспензиях под действием жидкостей с большой полярностью. Отмечено, что непосредственное влияние поверхностных явлений, обуславливающих возникновение электрокинетического потенциала, на проницаемость каолинита по отношению к органическим жидкостям и азоту оказалось незначительным. Однако обнаружено, что величина электрокинетического потенциала оказывает небольшое влияние на проницаемость каолинита по отношению к воде и водным растворам электролитов. Указывается, что проницаемость уже полученного слоя каолинита может быть уменьшена при фильтровании через него жидкости с повышенной диспергирующей способностью, что приводит к пептизации частиц каолинита.

В процессе фильтрования на поверхности твердых частиц осадка, кроме ионов, могут адсорбироваться полярные молекулы и коллоидные частицы. Найдено, что скорость фильтрования полярных жидкостей через порошок чистого кварца значительно меньше, чем скорость фильтрования неполярных жидкостей [133]. В некоторых случаях при прочих равных условиях отношение обеих скоростей достигало 2. Это пытались объяснить адсорбцией слоя ориентированных молекул на поверхности частиц кварцевого порошка и образованием неподвижного слоя жидкости, который размещается между адсорбированным слоем и движущейся жидкостью. Толщина этого второго слоя составляет $0,1-0,2$ мкм, причем он обладает аномальными механическими и термодинамическими свойствами, в частности характеризуется способностью сопротивляться сдвигающим усилиям и имеет очень большую вязкость. Оба рассмотренных слоя уменьшают площадь поперечного сечения капил-

лярных каналов между частицами кварцевого порошка и тем самым увеличивают его удельное сопротивление. Однако толщина таких слоев оказывается недостаточной для объяснения значительного уменьшения скорости фильтрования полярных жидкостей.

Исследовано [316] влияние на скорость фильтрования жидкости изменения вязкости ее тонкого слоя, непосредственно соприкасающегося со стенками пор. Опыты проведены с тонкодисперсным песком и глиной, через слои которых фильтровались вода и раствор хлорида натрия. Установлено, что граничная вязкость раствора электролита, деленная на объемную вязкость раствора, изменяется в зависимости от концентрации электролита. При этом в области концентраций до 10% указанное отношение вязкостей уменьшается, а при дальнейшем увеличении концентрации остается постоянным. Это объяснено наличием в тонкодисперсных пористых системах ориентированных граничных фаз. Отмечено, что в грубодисперсных пористых системах влияние граничной вязкости не наблюдается.

Установлено, что при фильтровании разбавленного раствора мелассы, пива и других жидкостей, содержащих коллоидные примеси, через тонкодисперсные слои песка, мела, асбеста и диатомита скорость фильтрования почти во всех случаях уменьшается больше, чем это соответствует возрастанию вязкости жидкостей с увеличением концентрации коллоидов [134]. Такое явление объяснено тем, что при фильтровании указанных жидкостей свободное сечение капиллярных каналов внутри пористой среды уменьшается за счет адсорбции коллоидных частиц на стенках этих каналов.

Наряду с большим значением процессов адсорбции отмечено также влияние на закономерности фильтрования способности фильтруемой жидкости смачивать поверхность пор осадка и фильтровальной перегородки, что определяется лиофильными или лиофобными свойствами материалов, из которых состоят эти пористые среды [135]. Так, например, если частицы осадка обладают лиофобными свойствами, а фильтровальная перегородка — лиофильными, то на границе между осадком и перегородкой образуется плотный слой твердых частиц, увеличивающий сопротивление при фильтровании.

Установлено [139], что при относительно кратковременном воздействии ультразвуковых колебаний на суспензии, содержащие тонкодиспергированные твердые частицы, последние агрегируются, после чего они могут быть сравнительно легко отделены от жидкости фильтрованием. Так, при действии ультразвуковых колебаний интенсивностью $8 \text{ вт} \cdot \text{см}^{-2}$ и частотой 1200 кГц на водную суспензию частиц сульфата бария агрегируются так, что концентрация частиц размером 2,9—18 мкм возрастает с 28,31 до 96,33%, а частицы размером менее 2,3 мкм исчезают.

Однако при воздействии ультразвуковых колебаний на суспензию необходимо считаться с обратной возможностью пептизации

агрегатов твердых частиц, что приводит к ухудшению условий фильтрования.

По имеющимся наблюдениям, если воздействовать ультразвуковыми колебаниями на фильтровальную перегородку, под которой находится суспензия, то в определенных условиях частицы суспензии отталкиваются от этой перегородки и не закупоривают ее поры, но размер частиц при этом уменьшается.

В связи с вопросом о влиянии различных факторов на удельное сопротивление осадка следует отметить так называемый «фильтрационный эффект». Это явление состоит в том, что при фильтровании чистых жидкостей через пористую перегородку сопротивление ее иногда неожиданно и резко возрастает. Это можно объяснить, в частности, возникновением поверхностных процессов на границе раздела твердой и жидкой фаз. Однако наиболее вероятной причиной увеличения сопротивления пористой перегородки является, по-видимому, выделение из жидкости пузырьков растворенного в ней газа: статическое давление жидкости по мере прохождения ее через пористую перегородку падает и растворимость газа в жидкости соответственно уменьшается [141]. Выделение газа из жидкости особенно вероятно в том случае, когда фильтрование проводят в вакууме. Не исключена возможность, что в некоторых опытах по разделению суспензий фильтрованием увеличение удельного сопротивления осадка частично можно объяснить выделением пузырьков газа как в фильтровальной перегородке, так и в самом осадке, что обычно не принимается во внимание.

Сложная зависимость удельного сопротивления осадка от различных гидродинамических и физико-химических факторов препятствует моделированию процесса фильтрования. Это подтверждается, в частности, работой [145а], на основании которой сделан вывод, что сопротивление пористого слоя зависит не только от величины удельной поверхности твердых частиц, но и от их формы; в связи с этим указано, что подвиги движений жидкости при фильтровании в пористых средах, состоящих из частиц различной формы, не существует.

ВЛИЯНИЕ УСЛОВИЙ ПРИГОТОВЛЕНИЯ СУСПЕНЗИИ НА УДЕЛЬНОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ ОСАДКА

Всякие изменения условий приготовления суспензии, вызывающие различие в размере и форме твердых частиц, степени их агрегации, вязкости жидкой фазы, содержании коллоидных, смолистых и слизистых примесей, могут резко изменять величину удельного сопротивления осадка [142]. Условия приготовления малоконцентрированной суспензии, которая разделяется с закупориванием пор фильтровальной перегородки без образования на ней слоя осадка, также в значительной мере влияют на закономерности изменения сопротивления этой перегородки в процессе фильтрования. Это относится, в частности, к условиям процесса ксантогенирования

в производстве вискозы, которые влияют на процесс последующего фильтрования [143].

Исследованы псевдоаморфные осадки гидроокиси магния, полученные приливанием раствора едкого кали к раствору хлорида магния и раствора хлорида магния к раствору едкого кали [144]. При одинаковых размерах первичных и вторичных частиц осадок, полученный по первому способу, состоял из плотных и прочных пластинок с резко очерченными краями, а осадок, полученный по второму способу, — из студенистых образований, легко меняющих форму при механическом воздействии и приближающихся по структуре к частицам гидроокисей железа и алюминия. Такое различие в свойствах осадков объясняется следующим образом. При приливании раствора едкого кали к раствору хлорида магния двухвалентные ионы магния в большей степени уменьшают толщину двойного электрического слоя у поверхности первичных частиц гидроокиси магния, чем одновалентные ионы калия при обратном порядке смешения растворов. Значительное уменьшение двойного электрического слоя приводит к более тесному соприкосновению первичных частиц при образовании вторичных.

Установлено также, что при введении струи жидкости, содержащей одно реагирующее вещество (например, раствор сульфата железа), в большой объем жидкости, содержащей другое реагирующее вещество (например, раствор едкого натра), при интенсивном перемешивании происходит быстрое уменьшение концентрации первого вещества и получают относительно крупные частицы (гидроокиси железа), которые при фильтровании образуют осадок с пониженным удельным сопротивлением [145].

Исследована [317] возможность модификации структуры частиц труднорастворимых неорганических веществ в процессе их получения с целью, в частности, уменьшения удельного сопротивления осадков при разделении суспензии фильтрованием. В связи с этим для ряда случаев изучена зависимость дисперсности получаемых частиц от степени пересыщения исходных растворов, а также природы и концентрации электролитов, находящихся в растворе. В опытах изменялись концентрации растворов реагирующих веществ, порядок и скорость их смешения, величина избытка одного из реагирующих веществ, температура реакции, причем структура частиц устанавливалась с помощью электронного микроскопа.

На примере получения кристаллов хромата свинца и фторида кальция найдено, что средний размер кристаллов монотонно уменьшается с возрастанием начальной степени пересыщения, определяемой произведением активностей собственных ионов осадка; при этом в присутствии посторонних электролитов средний размер кристаллов практически линейно возрастает с увеличением ионной силы раствора. Для осадков гидроокисей кальция, бария и железа найдены условия получения, обеспечивающие уменьшение их удельного сопротивления.

Применительно к модификации структуры аморфных осадков предложен новый, двухстадийный метод их получения через промежуточный кристаллический продукт; этот метод основан на химическом преобразовании промежуточного продукта с сохранением его структуры. Указано, что применение предложенного метода для модификации структуры частиц двуокиси циркония, двуокиси титана и моногидрата окиси алюминия (бёмита) позволило значительно уменьшить удельное сопротивление осадков, состоящих из этих частиц.

Выше были кратко рассмотрены некоторые работы по влиянию отдельных физико-химических факторов и условий приготовления суспензий на удельное сопротивление осадка. Нетрудно заметить, что определение величины этого сопротивления с учетом каждого фактора и условия в отдельности крайне сложно и пока не представляется возможным. Однако несомненно, что поверхностные явления, процессы агрегации и пептизации, условия приготовления суспензии сильно влияют на структуру образующегося осадка, которая и определяет его удельное сопротивление.

Под промывкой осадков, образовавшихся на фильтре, понимают процесс извлечения жидкости, задержавшейся в порах этих осадков, другой жидкостью, смешивающейся с первой. Жидкость, задержавшаяся в порах осадка, по своему составу и свойствам аналогична фильтрату, собранному в приемнике; в дальнейшем она будет называться фильтратом, а также жидкой фазой осадка или просто жидкой фазой. Жидкость, применяемая для извлечения этой фазы из пор осадка, называется промывной жидкостью.

Промывка осадка нужна в тех случаях, когда его твердые частицы должны быть освобождены от жидкой фазы или растворенных в ней веществ, а также когда жидкая фаза или растворенные в ней вещества являются ценными продуктами. Иногда необходимость промывки осадка обуславливается обеими упомянутыми причинами.

Промывку осадка производят двумя принципиально различными способами:

а) осадок промывают на фильтре, где он образовался, пропуская через него промывной жидкости;

б) осадок передают с фильтра в резервуар, где он перемешивается с промывной жидкостью, после чего полученную суспензию разделяют на фильтре.

Осадок на фильтре промывают по двум вариантам, которые значительно отличаются закономерностями процесса:

1) на фильтрах периодического действия, для которых характерна относительно большая толщина осадка, последний соприкасается со слоем промывной жидкости;

2) на непрерывнодействующих фильтрах, для которых характерна относительно небольшая толщина осадка, поверхность последнего орошается промывной жидкостью в виде капель, что приводит к возникновению в порах осадка двухфазного потока жидкость — газ (обычно воздух).

Процесс промывки осадка на фильтре более сложен, чем фильтрование, так как в промывке участвуют две различные по составу и, следовательно, по свойствам жидкости вместо одной при фильтровании. Поэтому гидродинамические и физико-химические закономерности течения жидкости в порах осадка при промывке становятся более сложными, чем при фильтровании. Процесс промывки еще более усложняется, когда в порах осадка наблюдается двухфазный поток жидкость — газ.

Предложена [318] следующая классификация процессов промывки осадков:

Промывка методом вытеснения жидкой фазы осадка промывной жидкостью, осуществляемая непосредственно на фильтрах периодического и непрерывного действия;

промывка методом разбавления жидкой фазы осадка промывной жидкостью, выполняемая перемешиванием осадка, поступающего с фильтра, с промывной жидкостью в резервуаре;

промывка методом диффузии жидкой фазы осадка в промывную жидкость, производимая в настоящее время, например, в шнековых осадительных центрифугах специальной конструкции (в дальнейшем этот метод не рассматривается).

В принципе промывку методами вытеснения и разбавления можно выполнить в одну или несколько ступеней на фильтрах периодического и непрерывного действия. Однако многоступенчатую промывку обычно используют при работе на фильтрах непрерывного действия.

В табл. 10 указаны все возможные варианты сочетаний условий промывки по признакам периодичности или непрерывности действия фильтра, метода промывки вытеснением или разбавлением и одноступенчатого или многоступенчатого способа ее осуществления. В таблице отмечены знаком плюс без скобок практически применимые варианты, а знаком плюс со скобками — варианты, не имеющие практического значения.

Таблица 10

Промывка	Фильтр периодического действия		Фильтр непрерывного действия	
	метод вытеснения	метод разбавления	метод вытеснения	метод разбавления
Одноступенчатая	+	(+)	+	(+)
Многоступенчатая	(+)	+	+	+

В соответствии с этим в дальнейшем рассматриваются одноступенчатые процессы промывки методом вытеснения на фильтрах периодического и непрерывного действия, а также многоступенчатые процессы промывки методом разбавления на фильтрах периодического действия и методами вытеснения и разбавления на фильтрах непрерывного действия.

ОДНОСТУПЕНЧАТАЯ ПРОМЫВКА МЕТОДОМ ВЫТЕСНЕНИЯ НА ФИЛЬТРАХ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Такой процесс осуществляется на нутчах, фильтрпрессах, листовых, а также патронных фильтрах. Одноступенчатая промывка

применяется, если осадок легко промывается или когда нет необходимости в получении по возможности концентрированного раствора вещества, извлекаемого из осадка, в промывной жидкости. Последнее возможно при условии, если промывная жидкость, например водопроводная вода, имеет относительно небольшую стойкость и не требуется выделять извлеченное вещество из промывной жидкости выпариванием, ректификацией или кристаллизацией.

Исследован процесс промывки осадка на цилиндрическом горизонтальном листовом фильтре с круглыми вертикальными фильтровальными элементами (стр. 359); поверхность каждого элемента равна $0,066 \text{ м}^2$ [146]. Для получения осадка разделялась суспензия диатомита в водном растворе поваренной соли концентрацией около $120 \text{ мг} \cdot \text{л}^{-1}$. Промывка осадка производилась водой при постоянном давлении и температуре 20°С . Для анализа содержания хлорида натрия через определенные промежутки времени отбирались пробы промывной воды, выходящей из фильтра. Опыты проводились при толщине осадка $0,013$ и $0,028 \text{ м}$ и скорости движения промывной воды $0,09 \cdot 10^{-3}$ — $0,17 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$.

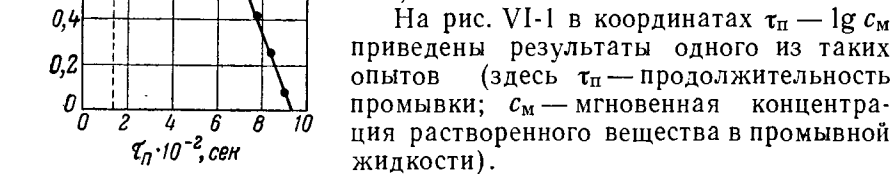


Рис. VI-1. Определение величины n' в уравнении промывки (VI, 1).

На рис. VI-1 в координатах τ_n — $\lg c_M$ приведены результаты одного из таких опытов (здесь τ_n — продолжительность промывки; c_M — мгновенная концентрация растворенного вещества в промывной жидкости). Процесс промывки осадка можно разделить на две стадии. В течение первой стадии, продолжительность τ'_n которой относительно невелика, концентрация растворенного вещества в промывной жидкости постоянна и равна концентрации c_0 этого вещества в фильтрате. В течение второй, более продолжительной стадии, концентрация растворенного вещества в промывной жидкости непрерывно и закономерно уменьшается.

Наличие двух стадий промывки объяснено тем, что в первой стадии протекает простой процесс вытеснения фильтрата из пор осадка промывной жидкостью, а во второй стадии — диффузия растворенного вещества из пленки фильтрата, окружающей твердые частицы осадка, в промывную жидкость. К последнему процессу присоединяется растворение вещества, адсорбированного на поверхности частиц осадка.

Из рис. VI-1 видно, что процесс промывки для второй стадии можно выразить уравнением:

$$\frac{\lg c_M - \lg c_0}{\tau_n - \tau'_n} = n'$$

где n' — тангенс угла наклона прямой к горизонтальной оси.

Это уравнение может быть представлено в виде:

$$c_M = c_0 \cdot 10^{n'(\tau_n - \tau'_n)} \quad (\text{VI, 1})$$

На основании предположения, что в любой момент времени концентрация растворенного вещества в промывной жидкости пропорциональна концентрации этого вещества в осадке, математическим анализом установлена зависимость:

$$n' = k'_n \frac{W_n}{h_{oc}} \quad (\text{VI, 2})$$

где W_n — скорость промывки, $\text{м} \cdot \text{сек}^{-1}$;

k'_n — постоянная, зависящая от свойств осадка, фильтрата и промывной жидкости (в условиях промывки на листовых фильтрах от скорости движения промывной жидкости и толщины слоя осадка не зависит).

Найдено, что при умеренных скоростях движения промывной жидкости и небольшой высоте слоя осадка величина k'_n уменьшается и эффективность промывки ухудшается. Это можно объяснить образованием в тонком слое осадка каналов с увеличенным поперечным сечением, через которые преимущественно проходит промывная жидкость.

В рассмотренной работе нет указаний на то, учитывалось ли при обработке опытов влияние фильтрата, остающегося после фильтрования между фильтрующими элементами. Некоторые соображения и соответствующий математический анализ показывают, что уравнение (VI, 1) отвечает такому процессу промывки на листовых фильтрах, когда оставшийся в аппарате фильтрат постепенно смешивается с поступающей промывной жидкостью и полученная смесь извлекает растворенное вещество из пор осадка. Таким образом, приведенные выше уравнения являются эмпирическими уравнениями промывки осадков при определенных условиях производственного процесса (см. примеры 16 и 17, стр. 213).

Указанные уравнения не позволяют вычислить продолжительность первой стадии промывки. Однако ввиду ее относительно небольшой продолжительности по сравнению со второй стадией в технических расчетах ее можно не принимать во внимание.

Выполнены опыты [319] по промывке водой осадков, полученных разделением на лабораторном фильтре с горизонтальной фильтровальной перегородкой ($S = 100 \text{ см}^2$) суспензий угольного концентрата ($0-3 \text{ мм}$) в 34%-ном растворе хлорида кальция ($h_{oc} = 20 \text{ мм}$), дибензантропила в 4%-ном растворе едкого натра ($h_{oc} = 5 \text{ мм}$), красителя индиго в 7%-ном растворе едкого кали ($h_{oc} = 7 \text{ мм}$) и

красителя золотисто-желтого ЖХ в 3%-ном растворе едкого натра ($h_{oc} = 5 \text{ мм}$).

Опытные данные обрабатывались по несколько видоизмененному уравнению (VI, 1) и аналогичному ему уравнению, дающему зависимость концентрации растворенного вещества в осадке от объема промывной жидкости (аналогия основана на предположении о пропорциональности концентраций растворенного вещества в промывной жидкости и осадке).

Для осадков красителей индиго и золотисто-желтого ЖХ, которые близки к монодисперсным, получены зависимости, соответствующие показанным на рис. VI-1. Однако для осадков угольного концентрата и дибензантрона, отличающихся большей степенью полидисперсности, обнаружено, что прямая в координатах $\lg c_m - \tau_n$ характеризуется наличием точки излома при некотором значении продолжительности промывки. При этом участок прямой до упомянутой точки имеет наклон к горизонтальной оси больше, чем участок прямой после этой точки. Такое явление объяснено наличием в осадке пор, малодоступных для движения промывной жидкости; после извлечения растворенного вещества из легкодоступных пор начинается более медленный процесс извлечения его из малодоступных пор.

Исследован процесс промывки осадков на фильтрпрессе с круглыми рамами (диаметром 0,18 м и толщиной 0,01—0,03 м), в котором промывная жидкость в каждой раме проходила в одном направлении через весь слой осадка [147].

Для получения суспензий применяли диатомит с размером частиц в основном менее 10 мкм, карбонат кальция с размером частиц в основном 50—10 мкм, а также водные растворы хлоридов натрия, калия и кальция концентрацией 150—750 мг · л⁻¹. Промывка осадка производилась дистиллированной водой при постоянных (для каждого опыта) давлении и температуре. В течение опыта для анализа содержания хлористых солей через определенные промежутки времени отбирались пробы промывной жидкости, уходящей из фильтрпресса.

При проведении опытов было по возможности исключено влияние фильтрата, остающегося в каналах фильтрпресса и трубопроводах.

По экспериментальным данным построены кривые в координатах $V_{п.ж}/V_0 - G/G_0$ (здесь $V_{п.ж}$ — объем промывной жидкости, в м³; V_0 — объем фильтрата в порах осадка перед промывкой, в м³; G — вес растворенного вещества в промывной жидкости, в н; G_0 — вес растворенного вещества в фильтрате, содержащемся в осадке перед промывкой, в н). При этом в качестве V_0 и G_0 следует использовать фиктивные величины, полученные экстраполяцией опытных данных и обусловленные наличием фильтрата в порах фильтрующей перегородки и частично в каналах фильтрпресса.

На основании формы полученных кривых весь процесс промывки оказалось целесообразным разделить на три стадии. В те-

чение первой стадии протекает простой процесс вытеснения фильтрата из пор осадка промывной жидкостью; она заканчивается в тот момент, когда первая порция промывной жидкости выходит из пор осадка. Эта стадия характеризуется постоянной концентрацией растворенного вещества в жидкости, вытекающей из рам фильтрпресса.

Наличие второй и третьей стадий, во время которых концентрация растворенного вещества в уходящей промывной жидкости непрерывно уменьшается, было объяснено гидродинамическими закономерностями движения жидкости в порах небольшого диаметра. Было принято, что смещение фильтрата и промывной жидкости внутри пор не происходит и что в течение обеих рассматриваемых стадий осуществляется более сложный по сравнению с первой стадией процесс дальнейшего вытеснения фильтрата из пор промывной жидкостью. Различие в закономерностях второй и третьей стадий промывки объяснено наличием пор с неодинаковым поперечным сечением. Окончание первой стадии промывки и начало второй происходят в момент выхода струек промывной жидкости из каналов с наибольшим диаметром. Окончание второй стадии промывки и начало третьей совпадают с моментом выхода струек промывной жидкости из каналов с наименьшим диаметром.

Следует отметить, что теория промывки, основанная на гидродинамических закономерностях, должна быть признана более правильной, чем более ранняя теория, основанная на диффузии растворенного вещества из фильтрата в промывную жидкость. Однако диффузия может оказывать некоторое влияние в конечной стадии промывки, когда фильтрат остается в виде тонкой и мало подвижной пленки у поверхности твердых частиц осадка.

Математическим анализом и обработкой опытных данных для всех трех стадий промывки выведены уравнения, которые имеют общий вид:

$$\frac{G}{G_0} = f\left(\frac{V_{п.ж}}{V_0}\right)$$

При этом для первой стадии

$$\frac{G}{G_0} = a \frac{V_{п.ж}}{V_0} \quad (\text{VI, 3})$$

для второй стадии

$$\frac{G}{G_0} = b + c \frac{V_{п.ж}}{V_0} + d \left(\frac{V_{п.ж}}{V_0}\right)^2 \quad (\text{VI, 4})$$

для третьей стадии

$$\frac{G}{G_0} = 1 - \frac{e}{\frac{V_{п.ж}}{V_0}} \quad (\text{VI, 5})$$

В этих уравнениях a, b, c, d, e — эмпирические постоянные, зависящие от свойств осадка.

В качестве примера на рис. VI-2 показан ход промывки для всех трех стадий в соответствии с уравнениями (VI, 3) — (VI, 5). Кривая I характеризует процесс промывки осадка диатомита толщиной 0,01 м от раствора хлорида натрия концентрацией около $150 \text{ мн} \cdot \text{л}^{-1}$ ($a = 0,976$; $b = -0,316$; $c = 1,934$; $d = -0,717$; $e = 0,0224$). Кривая II соответствует промывке осадка мела толщиной 0,02 и 0,03 м от раствора хлорида натрия концентрацией около $300 \text{ мн} \cdot \text{л}^{-1}$ ($a = 1,0$;

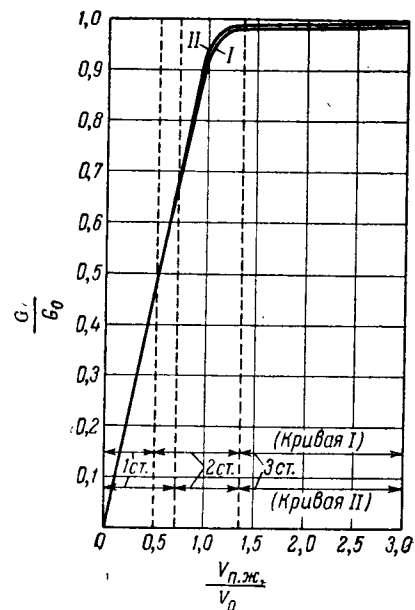


Рис. VI-2. Функциональная зависимость $\frac{G}{G_0} = f\left(\frac{V_{\text{п.ж}}}{V_0}\right)$ для процесса промывки осадка: I — для диатомита; II — для мела;

пористостью около 38% количество промывной жидкости возрастает по сравнению с количеством ее при толщине осадков 0,02 и 0,03 м. Это объясняется тем, что в осадках относительно небольшой толщины при промывке могут образовываться каналы увеличенного размера, через которые проникает промывная жидкость.

Изучен процесс промывки осадков от водных растворов глицерина и хлористого натрия дистиллированной водой на цилиндрическом фильтре с горизонтальной фильтровальной перегородкой [148]. Осадки состояли из стеклянных шариков (0,12—5,3 мм), частиц кварцевого песка (0,15 мм), карбида кремния (0,03 мм), карбоната кальция (0,01 мм), диатомовой земли (около 0,003—0,4 мм), а также никелевых седел (3,3 мм). Концентрация растворенного вещества в промывной жидкости определялась непрерывно (по электропроводности жидкости) или периодически (титрованием). Промывная жидкость проходила через осадок под давлением азота, поступающего из баллона в резервуар, где находилась эта жидкость.

В работе использовано понятие «степень насыщения» [117]. Если через пористую среду протекают две жидкости, одна из которых смачивает стенки пор, а другая не смачивает, то первая жидкость перемещается около этих стенок, а вторая движется в середине пор. Степенью насыщения в этом случае называется отношение объема смачивающей жидкости к общему объему пор. В процессе промывки обе жидкости смачивают стенки пор. Однако по аналогии можно принять, что фильтрат, располагающийся около стенок пор, соответствует смачивающей жидкости, а промывная жидкость, которая находится в середине пор, — несмачивающей жидкости. В данном случае степень насыщения m равна отношению объема фильтрата к общему объему пор.

Исследования показали, что процесс промывки можно разделить на три стадии.

Во время первой стадии фильтрат вытесняется из пор осадка промывной жидкостью. Эта стадия заканчивается при появлении из пор осадка первых порций промывной жидкости. Если вязкости фильтрата и промывной жидкости приблизительно одинаковы, то в большинстве случаев первая стадия промывки заканчивается при степени насыщения 0,2. Во второй стадии скорость извлечения фильтрата непрерывно уменьшается. При степени насыщения 0,05 наступает третья стадия промывки, скорость которой определяется закономерностями процесса диффузии.

Установлено, что основное влияние на процесс промывки оказывает размер частиц осадка d и что влияние на этот процесс скорости промывной жидкости, пористости осадка и формы частиц относительно невелико. Для кристаллических частиц значение d равно средней по величине проекции кристалла из трех проекций на взаимно перпендикулярные плоскости. Если осадок неоднороден, то величина d соответствует размеру частицы, имеющей среднюю поверхность. При расчете процесса промывки осадка на фильтрах, имеющих перегородки, в порах которых задерживается фильтрат, следует прибавлять его объем к объему фильтрата, находящегося в порах осадка перед началом промывки.

Найдено, что при небольших значениях отношения h_{oc}/d первая стадия промывки заканчивается относительно раньше, что объясняется образованием каналов в осадке, по которым промывная жидкость проходит быстрее, чем через поры осадка. При $h_{oc}/d \geq 200$ влияние этого отношения можно пренебречь. Отмечено, что при правильной укладке частиц каналы не образуются даже в тонких слоях осадка.

Установлено, что, если вязкость фильтрата μ равна или меньше вязкости промывной жидкости $\mu_{\text{п.ж}}$, влиянием отношения $\mu/\mu_{\text{п.ж}}$ можно пренебречь. Если же μ больше $\mu_{\text{п.ж}}$, то переход от первой стадии ко второй наступает относительно быстрее, но последующие стадии промывки замедляются. При этом для достижения заданной степени насыщения осадка фильтратом расходуется относительно больше промывной жидкости.

Было предложено уравнение для вычисления объема промывной жидкости, необходимого для достижения заданной степени на-

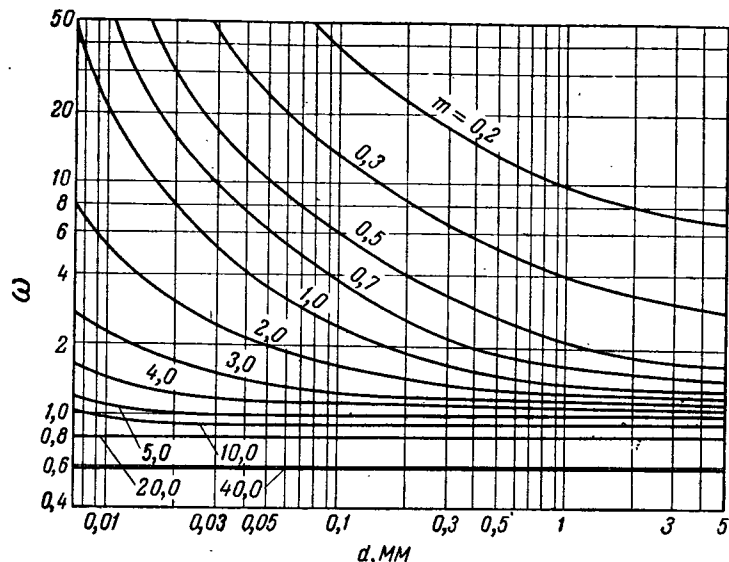


Рис. VI-3. Зависимость величины ω от размера твердых частиц d и степени насыщения m .

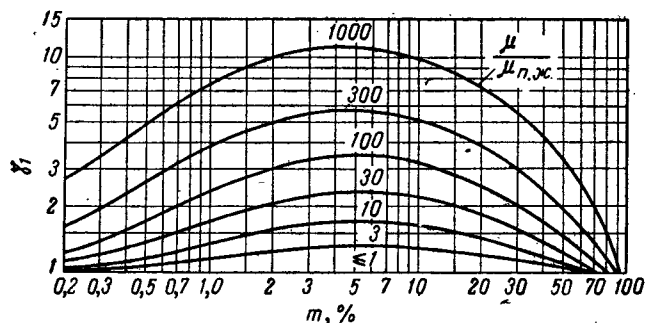


Рис. VI-4. Зависимость величины γ_1 от отношения $\mu/\mu_{п.ж}$ и степени насыщения m .

сыщения m осадка фильтратом при определенных условиях:

$$V_{п.ж} = \gamma_1 \delta_1 \omega V_0 \quad (VI, 6)$$

В этом уравнении ω — отношение объема промывной жидкости к объему фильтрата в порах осадка до промывки, определяемое в зависимости от размера твердых частиц осадка и степени насы-

щения осадка фильтратом в конце промывки (рис. VI-3); γ_1 и δ_1 — поправочные коэффициенты, зависящие от степени насыщения осадка фильтратом в конце промывки и учитывающие влияние вязкости промывной жидкости (рис. VI-4) и толщины слоя осадка (рис. VI-5).

Значения $V_{п.ж.}$ найденные по этому методу расчета, удовлетворительно совпадают с практическими данными [149], полученными в результате обследования процесса фильтрования на содовых заводах (пример 18, стр. 213).

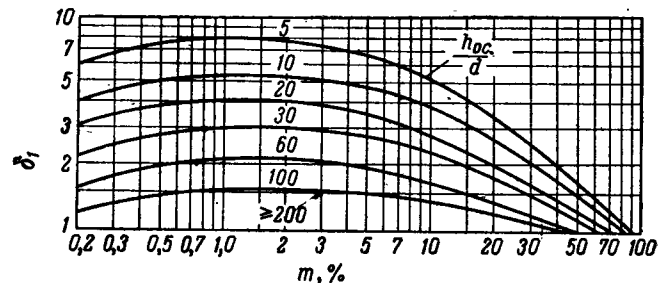


Рис. VI-5. Зависимость величины δ_1 от отношения $h_{ос}/d$ и степени насыщения m .

Исследование процесса вытеснения одной жидкостью, насыщающей пористый слой, другой жидкостью, смешивающейся с первой, проводилось в трех стеклянных колониях высотой 30, 60 и 120 см и диаметром 38 мм, заполненных плотным слоем песка пористостью 0,35—0,40 [150].

Были проведены опыты по вытеснению водного раствора хлорида натрия одной концентрации таким же раствором другой концентрации. При этом установлено, что процесс вытеснения протекал различно в зависимости от того, использовался ли в качестве вытесняющей жидкости раствор большей концентрации и соответственно большей вязкости или применялся раствор меньшей концентрации и соответственно меньшей вязкости. После того как вязкость менее концентрированного раствора при добавлении необходимого количества сахара стала равной вязкости раствора большей концентрации, процесс вытеснения протекал одинаково, независимо от того, кака из жидкостей использовалась в качестве вытесняющей. В данном случае закономерности процесса вытеснения соответствовали закономерностям этого процесса при использовании более концентрированной и более вязкой вытесняющей жидкости.

Описанное влияние вязкости обеих жидкостей на процесс вытеснения находится в соответствии с данными о влиянии вязкости на процесс промывки [148].

В других опытах вытесняющей жидкостью был этилбутират, а вытесняемой — бензол. Удельные веса этих жидкостей отличались только на 0,01 $г/см^3$; вязкость этилбутирата превышала вязкость бензола лишь на 0,03 сантипуаза. Скорость движения вытесняющей жидкости, отнесенная ко всему поперечному сечению колонны, в различных опытах составляла приблизительно от $2 \cdot 10^{-6}$ до $130 \cdot 10^{-6}$ $м/сек$. При этом было отмечено, что во всех опытах при различной высоте пористого слоя и различной скорости движения вытесняющей жидкости концентрация ее при выходе из пористого слоя составляла 0,5 весовых долей, когда объем поступившей в колонну вытесняющей жидкости был равен объему пор. Последняя закономерность приблизительно соответствует зависимостям, найденным при изучении процесса промывки [147, 148].

В рассматриваемой связи можно отметить лабораторное исследование [320] процесса вытеснения одной жидкости другой, смешивающейся с первой, выполненное с использованием в качестве пористого слоя песка различного гранулометрического состава. Результаты этого исследования проверены на небольших установках, моделирующих достаточно точно процессы, происходящие, в частности, в реакторах со слоем зернистого материала.

Выведены [321] дифференциальные уравнения, описывающие процесс промывки осадков при допущении поршневого течения промывной жидкости в порах осадка и непрерывной массопередачи от пограничной пленки фильтрата к промывной жидкости. Эти уравнения решены, и полученные результаты выражены в виде графиков. Отмечено, что эти результаты подтверждаются некоторыми экспериментальными данными.

Выполнен [441] математический анализ процесса промывки с разделением его на периоды вытеснения жидкой фазы осадка промывной жидкостью (поршневое течение), механического увлечения жидкой фазы осадка промывной жидкостью и диффузии жидкой фазы осадка в струйки промывной жидкости. Приведены уравнения и графики, соответствующие закономерностям рассматриваемого процесса.

Эти теоретические результаты проверены [442] на приборе с горизонтальной фильтровальной перегородкой, над которой образовывался слой осадка, промываемый затем находящейся над ним промывной жидкостью. Указано на желательность некоторого уточнения полученных данных.

Отмечено [436] большое влияние размера частиц и скорости промывки на закономерности этого процесса. Указано, что рассматриваемый процесс характеризуется коэффициентом дисперсии, который включает все параметры, влияющие на ход промывки; логарифм этого коэффициента находится в линейной зависимости от скорости фильтрования промывной жидкости в широких пределах значений упомянутой величины. Приведены результаты исследования в области низких скоростей. Установлено, что ниже некоторого значения скорости жидкость, вытесняемая из пор, и промывная жидкость распространяются в обратных направлениях. Дано выражение, позволяющее вычислить скорость, ниже которой наблюдается отмеченное явление; это выражение применимо для пористых слоев различной структуры.

Общее приближенное уравнение процесса. Такое уравнение можно вывести, если сложную систему пор мысленно заменить системой параллельных цилиндрических каналов среднего эквивалентного диаметра и принять параболическое распределение скоростей движения фильтрата и промывной жидкости в этих каналах [147]. При этом процесс промывки следует разделить на две стадии: первая стадия начинается с момента проникания промывной жидкости в каналы осадка и заканчивается при появлении из осевой части каналов первых порций этой жидкости; начало второй стадии совпадает с окончанием первой и продолжается до прекращения промывки. Следует также принять, что в течение обеих стадий фильтрат и промывная жидкость не смешиваются.

При соблюдении указанных условий для первой стадии промывки получим простое уравнение

$$\frac{G}{G_0} = \frac{V_{п.ж}}{V_0} \quad (VI, 7)$$

справедливое в пределах

$$0 < \frac{V_{п.ж}}{V_0} < 0,5$$

Для второй, более длительной стадии промывки находим уравнение

$$\frac{G}{G_0} = 1 - \frac{0,25}{\frac{V_{п.ж}}{V_0}} \quad (VI, 8)$$

справедливое при

$$\frac{V_{п.ж}}{V_0} \geq 0,5$$

Если $V_{п.ж}/V_0 = 0,5$, уравнения (VI, 7) и (VI, 8) равноценны.

Дифференцируя уравнение (VI, 8) по $V_{п.ж}$ и принимая во внимание, что $c_m = dG/dV_{п.ж}$ и $c_0 = G_0/V_0$, получим:

$$\frac{c_m}{c_0} = \frac{0,25}{\left(\frac{V_{п.ж}}{V_0}\right)^2} \quad (VI, 9)$$

где c_m — мгновенная концентрация растворенного вещества в промывной жидкости, уходящей из пор осадка;

c_0 — концентрация растворенного вещества в фильтрате.

Уравнения (VI, 8) и (VI, 9) были рассмотрены также при исследовании процесса промывки осадков на листовых фильтрах

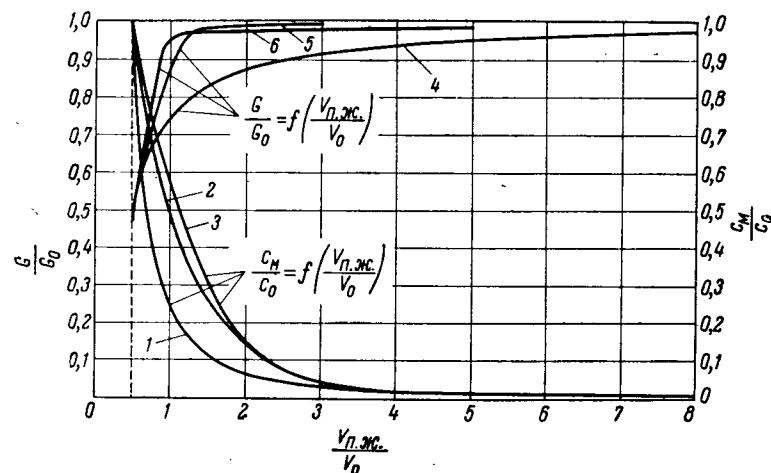


Рис. VI-6. Кривые промывки:

1 — по уравнению (VI, 9); 2, 3 — по уравнению (VI, 1); 4 — по уравнению (VI, 8); 5 — по уравнениям (VI, 4) и (VI, 5); 6 — по графикам на рис. VI-3 — VI-5.

[151]. Рекомендуют применять эти уравнения только для быстрых приближенных расчетов; для более точных вычислений следует вводить в уравнения поправочные коэффициенты, определяемые в каждом случае опытным путем.

Сравнение различных уравнений промывки. Для сравнительной оценки рассмотренных выше уравнений промывки в координатах

$G/G_0 - V_{п.ж}/V_0$ или $c_m/c_0 - V_{п.ж}/V_0$ построены соответствующие кривые (рис. VI-6). Для сопоставления в соответствии с графиками, показанными на рис. VI-3—VI-5, построена кривая 6 (в этом случае размеры частиц осадка принимались близкими к размерам частиц диатомита и мела, использованным в работе [147]).

Из сравнения перечисленных кривых можно сделать следующие выводы:

1. Кривые 5 и 6 совпадают достаточно хорошо. Они проходят значительно выше кривой 4; это указывает на то, что вытеснение фильтрата из пор осадка в действительности происходит быстрее, чем следует из уравнения (VI, 8).

2. Кривые 2 и 3 сильно отличаются от кривой 1; при этом концентрация растворенного вещества в промывной жидкости в действительности уменьшается медленнее, чем следует из уравнения (VI, 9), что объясняется влиянием фильтрата, оставшегося в фильтре (стр. 179).

ОДНОСТУПЕНЧАТАЯ ПРОМЫВКА МЕТОДОМ ВЫТЕСНЕНИЯ НА ФИЛЬТРАХ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Этот процесс выполняют на вращающихся барабанных, а также на тарельчатых и ленточных фильтрах.

Относительно использования одноступенчатого процесса промывки в данном случае можно сказать приблизительно то же, что было отмечено при рассмотрении одноступенчатого процесса промывки методом вытеснения на фильтрах периодического действия.

Для процесса промывки на непрерывнодействующих фильтрах характерны относительно небольшая толщина осадка и поступление на его поверхность промывной жидкости в виде капель. На основании экспериментальных данных найдено, что определяющим фактором в этом случае является интенсивность смещения фильтрата и промывной жидкости в порах осадка.

Процесс промывки может быть выражен уравнением [138], аналогичным «диффузионному» уравнению (VI, 1):

$$c_m = c_0 \cdot 10^{-n''\tau_n} \quad (VI, 10)$$

Здесь

$$n'' = k_p'' \frac{W_p}{h_{oc}} \quad (VI, 11)$$

где k_p'' — постоянная, зависящая от свойств осадка, фильтрата и промывной жидкости.

На основании материального баланса процесса промывки уравнение (VI, 10) может быть преобразовано к виду:

$$R_n = \frac{1}{k_p''} \cdot 10^{-\frac{k_p''' V_{п.ж}}{V_0}}$$

Логарифмируя это выражение, находим:

$$\lg R_n = -\frac{k_p''' V_{п.ж}}{V_0} + \lg \frac{1}{k_p''} \quad (VI, 12)$$

где $R_n = 1 - G/G_0$ — весовая доля растворенного вещества, оставшегося в осадке после промывки (до промывки $R_n = 1$);

k_p''' — постоянная.

Анализ многих экспериментальных данных показывает, что в координатах $V_{п.ж}/V_0 - \lg R_n$ получаются прямые линии. Одна из таких прямых (рис. VI-7) построена на основании результатов опытов по промывке водой от щебни осадка гидроокиси алюминия, образовавшегося при взаимодействии карбоната алюминия и едкого натра. Из рис. VI-7 видно, что экспериментальные точки удовлетворительно располагаются на прямой до значения $V_{п.ж}/V_0 < 2$; при больших значениях указанные точки обычно располагаются ниже прямой. В связи с этим следует заметить, что во многих случаях экономически целесообразнее проводить промывку в две стадии при $V_{п.ж}/V_0 < 2$, а не в одну стадию при $V_{п.ж}/V_0 > 2$.

Уравнение, выражающее закономерность промывки, может быть написано также в виде

$$R_n = (1 - e_n)^{V_{п.ж}/V_0} \quad (VI, 13)$$

где e_n — эффективность промывки (при $V_{п.ж}/V_0 = 1$ величина $e_n = 1 - R_n$).

Способ определения величины e_n показан на рис. VI-8 в соответствии с опытными данными по промывке осадка, полученного при разделении суспензии, которая образовалась после кислотного выщелачивания урановой руды. Через «крайние правые» точки, нанесенные в полулогарифмической системе координат $V_{п.ж}/V_0 - \lg R_n$, и точку с координатами ($R_n = 1$, $V_{п.ж}/V_0 = 0$) проводят прямую линию. Нетрудно убедиться, что при таком построении прямой практические результаты промывки не должны быть менее эффективными по сравнению с расчетными, так как прямая проведена через наиболее неблагоприятные экспериментальные точки. В данном случае при $V_{п.ж}/V_0 = 1$ величина $R_n = 0,175$. Отсюда $e_n = 1 - R_n = 0,825$. Однако, принимая во внимание неравномерности толщины слоя осадка и распределения промывной жидкости

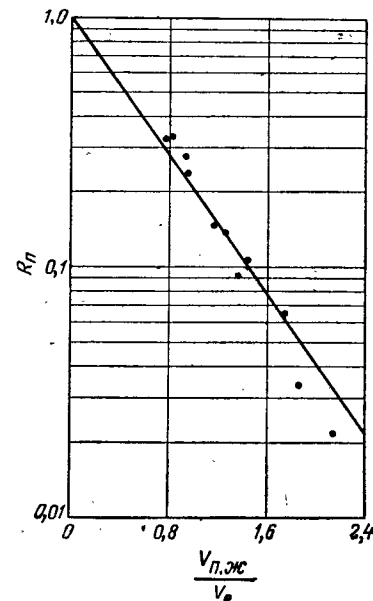


Рис. VI-7. Зависимость величины R_n от отношения $V_{п.ж}/V_0$.

на производственном фильтре, для практических расчетов можно рекомендовать величину $\epsilon_n = 0,7$. Тогда из уравнения (VI, 13) следует:

$$R_n = 0,3^{V_{п. ж}/V_0} \quad (VI, 14)$$

Найдено, что величина ϵ_n изменяется в пределах 0,35—0,86, причем меньшие значения относятся к осадкам, которые отличаются небольшим сопротивлением, например, к осадкам, образованным длинными волокнами. Это, по-видимому, объясняется наличием каналов в осадке и недостаточным временем для достижения полного смешения (пример 19, стр. 213).

В связи с необходимостью установить [322] наиболее целесообразное распределение ограниченного количества промывной жидкости в процессе разделения суспензии твердых частиц в разбавленном растворе сульфата меди на фильтрах непрерывного действия было использовано уравнение (VI, 13). При этом обнаружено, что упомянутое уравнение приводит к противоречивым результатам в условиях небольшого объема примененной промывной жидкости и высокой эффективности промывки.

Так, если $V_{п. ж}/V_0 = 0,4$ и $\epsilon_n = 0,8$, то из уравнения (VI, 13) получается, что $R_n = (1 - 0,8)^{0,4} = 0,525$. Отсюда доля извлеченного фильтрата по отношению к его объему в

Рис. VI-8. График к определению величины ϵ_n .

порах осадка до начала промывки составит $1 - 0,525 = 0,475$. Однако эта величина не согласуется с объемом использованной промывной жидкости, который составляет только 0,4 от объема фильтрата, содержащегося в порах осадка до начала промывки, поскольку нельзя указать, за счет чего вытеснен из осадка фильтрат в количестве $0,475 - 0,4 = 0,075$ от его первоначального объема. Следует отметить, что при низкой эффективности промывки, например при $\epsilon_n = 0,4$, такого противоречия в результатах расчета применительно к рассмотренному случаю не получается.

Противоречивость результатов в некоторых случаях при расчете по уравнению (VI, 13) объяснена тем, что оно не учитывает первую стадию промывки. На этой стадии промывная жидкость вытесняет фильтрат из пор, еще не смешиваясь с ним, что не соответствует смыслу уравнения (VI, 13). Описанный пример ввиду

небольшого объема использованной промывной жидкости относился по существу к первой стадии промывки.

Для устранения рассмотренного недостатка уравнения промывки предложена следующая концепция. Осадок состоит из a слоев одинаковой толщины, причем первый слой осадка промывается свежей промывной жидкостью, а последующие — смесью промывной жидкости и фильтрата, уходящей из предыдущего слоя; при этом концентрация смеси внутри каждого слоя принимается постоянной.

Исходя из этого, получено уравнение:

$$\frac{c_m}{c_0} = e^{-an} \left(1 + an + \frac{(an)^2}{2!} + \dots + \frac{(an)^{a-1}}{(a-1)!} \right) \quad (VI, 14a)$$

где $n = V_{п. ж}/V_0$.

В соответствии с анализом автора, при $a = 1$ (весь осадок рассматривается в виде одного слоя) уравнение (VI, 14a) принимает вид, аналогичный «диффузионному» уравнению (VI, 1), которое описывает вторую стадию промывки. Если a стремится к бесконечно большому значению, то при n меньше 1 величина c_m приближается к c_0 , а при n больше 1 величина c_m приближается к 0; при $n = 1$ происходит скачкообразное изменение величины c_m от c_0 до 0. Это отвечает процессу промывки осадка по типу идеального вытеснения. Типичные кривые в координатах $n - c_m/c_0$ для различных значений a показаны на рис. VI-9.

Уравнение (VI, 14a) неудобно для практического применения. Поэтому дано приближенное уравнение, при выводе которого принято, что первые порции промывной жидкости вытесняют часть фильтрата из пор, не смешиваясь с ним (первая стадия промывки), а последующие порции промывной жидкости постепенно увлекают оставшуюся в порах часть фильтрата и смешиваются с ним (вторая стадия промывки). Это уравнение имеет вид:

$$R_n = (1 - n_1) e^{-\frac{n - n_1}{1 - n_1}} \quad (VI, 15)$$

где n_1 — отношение объема промывной жидкости, поступившей в поры осадка в течение первой стадии промывки, к объему фильтрата в порах перед промывкой.

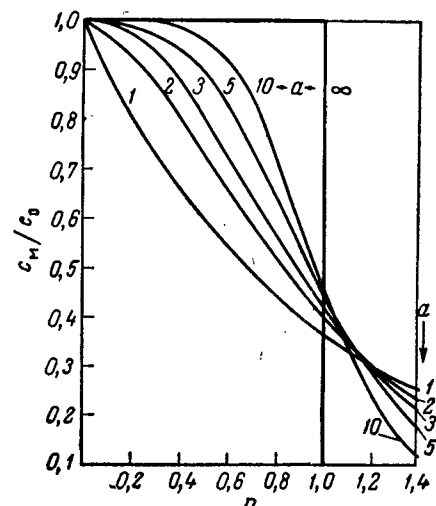


Рис. VI-9. Графическая интерпретация уравнения (VI, 14a) при a , стремящемся к бесконечно большому значению.

Зависимость между n и R_n для значений n_1 от 0 до 0,9 дана на рис. VI-10. Пунктирная кривая на этом рисунке ограничивает область, для которой n меньше n_1 (см. пример 20, стр. 214).

Рассмотрены дифференциальное уравнение диффузии и соответствующие граничные условия [323] применительно к движению

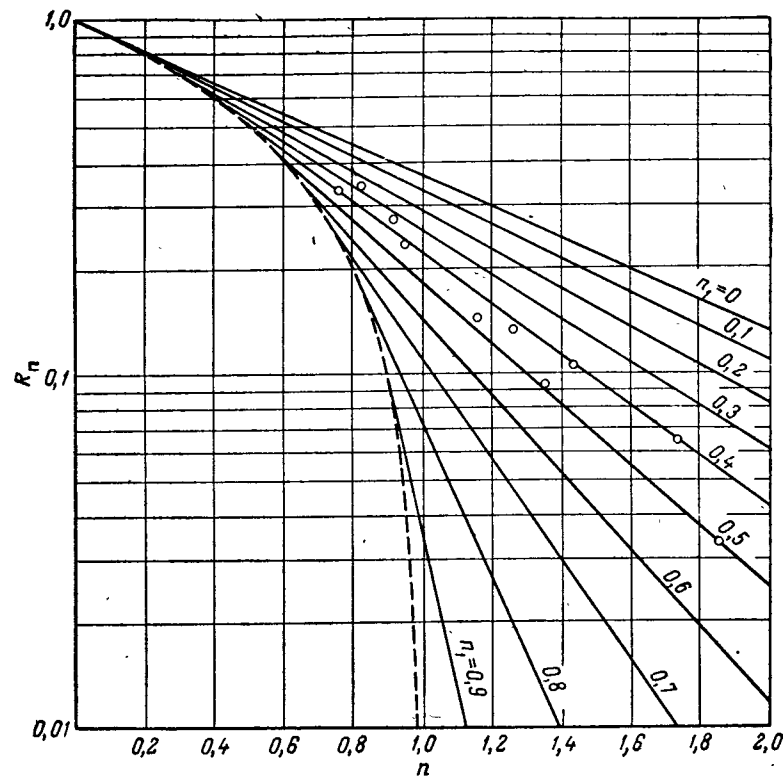


Рис. VI-10. Зависимость R_n от n при различных значениях n_1 в соответствии с уравнением (VI, 15). Экспериментальные точки нанесены по литературным данным [138] — см. пример 20 (стр. 214).

промывной жидкости в пучке капилляров, расположенных в осадке. Построены теоретические кривые в координатах $V_{п.ж}/V_0$ — c_m/c_0 для различных значений безразмерного коэффициента диффузии $\Delta = D/h_{oc}\omega$, где D — коэффициент диффузии, ω — скорость промывной жидкости в капиллярах.

Указано, что в этих координатах верхняя кривая относится к предельному случаю, когда в капиллярах осуществляется идеальное смешение ($\Delta = \infty$), а нижняя кривая характеризует предельный случай, когда в капиллярах происходит поршневое течение промывной жидкости ($\Delta = 0$); на практике процесс промыв-

ки соответствует одной из промежуточных кривых для Δ конечной величины. Отмечено, что нанесением экспериментальных точек в упомянутых координатах можно установить значение Δ для исследуемого процесса промывки и затем воспользоваться им при переходе от лабораторных данных к расчету производственного фильтра.

Предложен еще способ выражения закономерностей промывки осадков при наличии в порах двухфазного потока жидкость — воздух [12, 117, 152]. Однако полученные при этом закономерности промывки осадков настолько тесно связаны с закономерностями продувки осадка воздухом, что их целесообразно рассмотреть в следующей главе.

Следует отметить, что закономерности промывки осадков вытеснением при наличии однофазного потока жидкости и двухфазного потока жидкость — воздух в настоящее время исследованы недостаточно.

МНОГОСТУПЕНЧАТАЯ ПРОМЫВКА МЕТОДОМ ВЫТЕСНЕНИЯ НА ФИЛЬТРАХ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Одноступенчатая промывка на вращающихся барабанных, тарельчатых и карусельных фильтрах, а также на безъячейковых и ячейковых ленточных фильтрах (см. главу XII) осуществляется так, что вся промывная жидкость поступает в один сборник, хотя ее можно подавать на движущийся осадок из нескольких разбрызгивающих устройств, расположенных одно за другим по направлению движения осадка. При этом в сборнике получают раствор извлеченного из осадка вещества в промывной жидкости, имеющий относительно небольшую концентрацию, поскольку последние порции промывной жидкости встречаются с осадком, в значительной мере уже промытым предыдущими порциями.

При желании получить более концентрированный раствор извлеченного вещества может быть применена многоступенчатая (обычно двух- или трехступенчатая) промывка. Если достаточно получить лишь часть промывной жидкости в виде концентрированного раствора, выполняют последовательную промывку; если необходимо иметь всю промывную жидкость в виде такого раствора, производят противоточную промывку.

В первом случае на все ступени промывки подают свежую промывную жидкость, которую отводят отдельно из каждой ступени; в результате этого с первой ступени, считая по движению осадка, получают наиболее концентрированный, а с последней — наименее концентрированный раствор извлекаемого вещества.

Во втором случае промывная жидкость поступает на последнюю ступень промывки, считая по движению осадка, где она встречается с почти промытым осадком. С последней ступени промывную жидкость, содержащую извлекаемое вещество в небольшой концентрации, направляют в промежуточный сборник, а оттуда —

в предыдущую ступень, где жидкость встречается с менее промытым осадком, в результате чего концентрация извлекаемого вещества в ней возрастает. В первой ступени промывки, где промывная жидкость соприкасается с непромытым осадком, концентрация извлекаемого вещества в ней повышается до наибольшего значения. Таким образом, вся промывная жидкость получается с достаточно высокой концентрацией извлекаемого вещества.

При осуществлении многоступенчатой промывки фильтры должны быть сконструированы соответствующим образом. В барабанных, тарельчатых и карусельных фильтрах конструкция распределительного устройства должна обеспечивать возможность

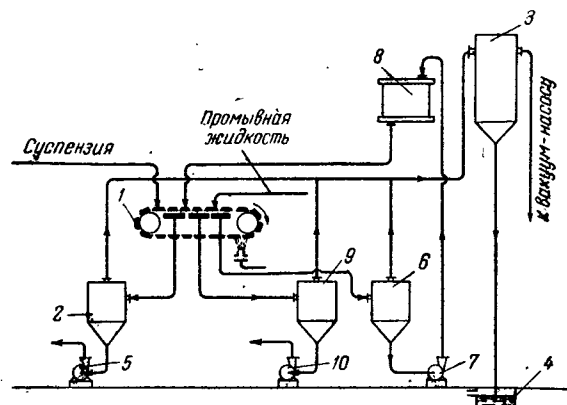


Рис. VI-11. Схема противоточной промывки осадка на ленточном ячейковом фильтре:

1 — фильтр; 2 — сборник для фильтрата; 3 — ловушка; 4 — сборник; 5 — насос для перекачивания фильтрата; 6 — сборник для первой промывной жидкости; 7 — насос для перекачивания первой промывной жидкости; 8 — напорный бак; 9 — сборник для второй промывной жидкости; 10 — насос для перекачивания второй промывной жидкости.

раздельного удаления жидкости из каждой ступени. В ленточных фильтрах вакуумную камеру необходимо разделить перегородками соответственно ступеням промывки. Особенно пригодны для многоступенчатой промывки ячейковый ленточный и карусельный фильтры, поскольку в данном случае каждой ступени промывки соответствуют изолированные один от другого нутчи.

Схема противоточной промывки на ячейковом ленточном фильтре показана на рис. VI-11 [242].

Разделяемая суспензия поступает по трубопроводу на ячейки фильтра 1, находящиеся в зоне фильтрования; фильтрат направляется в сборник 2, присоединенный через ловушку 3 к вакуум-насосу; жидкость из ловушки 3 стекает в сборник 4; из сборника 2 фильтрат перекачивается насосом 5 на дальнейшую переработку.

Свежая промывная жидкость поступает по трубопроводу на ячейки фильтра, находящиеся в зоне второй промывки, откуда

первая промывная жидкость направляется в сборник 6, также присоединенный к вакуум-насосу. Первая промывная жидкость перекачивается насосом 7 в напорный бак 8, откуда она поступает на ячейки, находящиеся в зоне первой промывки, после чего в качестве второй промывной жидкости собирается в сборнике 9, из которого перекачивается насосом 10 на дальнейшую переработку. Таким образом, свежая промывная жидкость в зоне второй промывки соприкасается с частично промытым осадком, а первая промывная жидкость, содержащая извлеченные из осадка примеси в относительно небольшой концентрации, в зоне первой промывки соприкасается с осадком, еще не подвергавшимся промывке.

Число зон промывки в случае необходимости можно увеличить, что приведет к еще более заметному сокращению расхода промывной жидкости по сравнению с промывкой в одну стадию.

Для расчета отдельных ступеней промывки могут быть использованы уравнения, приведенные ранее для одноступенчатой промывки.

МНОГOSTУПЕНЧАТАЯ ПРОМЫВКА МЕТОДОМ РАЗБАВЛЕНИЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ФИЛЬТРОВ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Многоступенчатую промывку методом разбавления применяют, когда промывка вытеснением не обеспечивает достаточную полноту извлечения жидкой фазы суспензии или растворенных в ней веществ, что объясняется, в частности, наличием в осадке пор, недоступных для промывной жидкости. При промывке методом разбавления осадок несколько раз взмучивается в промывной жидкости, что приводит к разрушению его структуры и обуславливает хороший контакт жидкой фазы суспензии и промывной жидкости.

Пример осуществления такого процесса на фильтрах периодического действия схематически изображен на рис. VI-12 применительно к промывке отбеливающей земли водой от соляной кислоты, которая была использована для активирования отбеливающей земли [324].

Фильтры 1—5 в виде листов или камер со стенками из плотной синтетической ткани подвешены на крановой балке 6, которая может перемещаться вместе с фильтрами в вертикальном и горизонтальном направлениях. Под фильтрами расположены промывные сосуды 7—11 с мешалками и рубашками (на рисунке не показаны); последние служат для нагревания суспензии в сосудах горячей водой до 60°С с целью улучшения условий промывки и повышения скорости последующего фильтрования. Ниже промывных сосудов находятся сборники промывной жидкости 12—16, которые соединены гибкими трубопроводами с фильтрами. Сборники сообщаются при помощи магистрального трубопровода с источниками вакуума, слабого разрежения (125 мм рт. ст.) и сжа-

того воздуха; сборники 13—16 соединены трубопроводами также с промывными сосудами, причем на этих трубопроводах могут быть установлены небольшие теплообменники для нагревания промывной жидкости.

В каждый промывной сосуд при перемешивании загружают промывную жидкость и промываемый осадок в таком количестве, чтобы соотношение между твердыми частицами и жидкостью в каждом сосуде было одинаково. Затем фильтры погружают в суспензию, образовавшуюся в промывных сосудах, и включают вакуум, под действием которого происходит фильтрование; при этом промывная жидкость поступает в сборники, а на поверхности фильтров откладывается осадок.

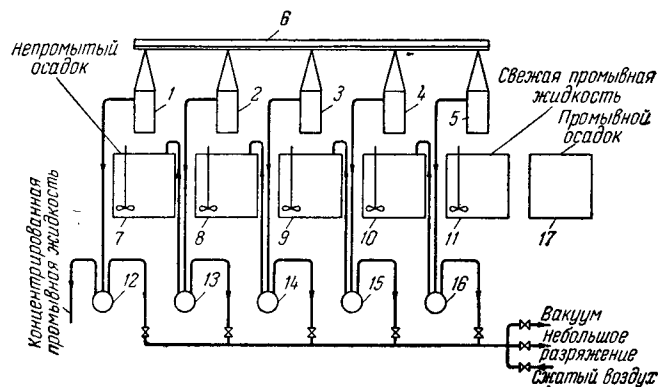


Рис. VI-12. Схема многоступенчатой промывки методом разбавления с использованием фильтров периодического действия:

1—5—фильтры; 6—крановая балка; 7—11—промывные сосуды; 12—16—сборники; 17—резервуар.

По окончании фильтрования вместо вакуума включают небольшое разрежение, при котором осадок продолжает удерживаться на поверхности фильтров. После этого фильтры поднимают вверх, перемещают вправо и опускают вниз так, чтобы каждый фильтр попадал в находящийся рядом промывной сосуд, куда предварительно загружают промывную жидкость, полученную в соседнем, расположенном справа, промывном сосуде; при помощи сжатого воздуха осадок отделяется от поверхности фильтров и взмучивается в промывной жидкости мешалками. При таком способе работы осадок с фильтра 5, окончательно промытый свежей промывной жидкостью, в данном случае водой, направляют через резервуар 17 на дальнейшую обработку. Концентрированную промывную жидкость удаляют из сборника 12; очередную порцию непромытого осадка загружают в промывной сосуд 7. Для осуществления следующего цикла работы фильтры поднимают вверх, перемещают влево и опускают в соседние промывные сосуды.

Таким образом, осадок перемещается из промывного сосуда 7 в резервуар 17 противотоком промывной жидкости, которая движется из промывного сосуда 11 в сборник 12.

МНОГOSTУПЕНЧАТАЯ ПРОМЫВКА МЕТОДОМ РАЗБАВЛЕНИЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ФИЛЬТРОВ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Рассматриваемый процесс промывки осуществляется в нескольких описываемых ниже вариантах.

Последовательная промывка. Этот вид промывки дает возможность получить только часть промывной жидкости в виде достаточно концентрированного раствора извлекаемого вещества. Последовательная промывка целесообразна, если промывная жидкость

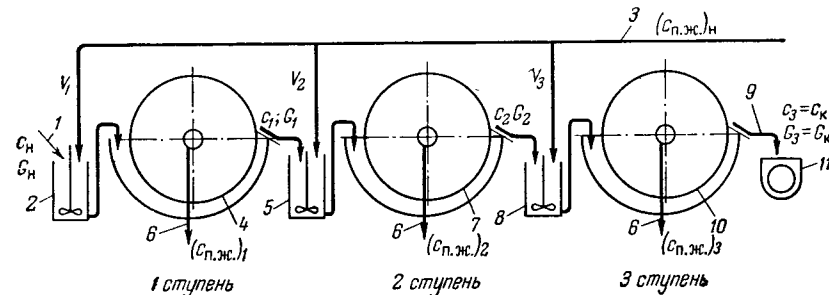


Рис. VI-13. Схема трехступенчатой последовательной промывки:

1—осадок, подлежащий промывке; 2, 5, 8—смесители; 3—трубопровод для промывной жидкости; 4, 7, 10—барабанные вакуум-фильтры; 6—трубопровод для фильтрата; 9—промывной осадок; 11—транспортирующее устройство.

с растворенным в ней веществом не используется, а осадок с трудом промывается; примером может служить промывка осадка гидроокиси алюминия водой [2].

В производстве часто встречается процесс многоступенчатой промывки, когда содержание жидкой фазы в исходном осадке больше практически неизменного содержания этой фазы в осадках после всех ступеней промывки. При одинаковой емкости смесителей, в которых производится взмучивание осадков в промывной жидкости на каждой ступени промывки, это приводит к тому, что на первую ступень приходится давать меньшее количество промывной жидкости, чем на каждую из последующих.

На рис. VI-13 изображена схема трехступенчатой последовательной промывки с использованием барабанных вакуум-фильтров. На схеме нанесены обозначения, характеризующие осадок и промывную жидкость и поясненные далее. Подлежащий промывке осадок 1, образовавшийся на фильтре или в другом аппарате (на рисунке не показан), направляется в смеситель 2, куда в необходимом количестве подается промывная жидкость по трубопроводу

воду 3. Образовавшаяся суспензия из смесителя 2 поступает на фильтр 4, где она разделяется на частично промытый осадок, направляемый на вторую ступень промывки в смеситель 5, и фильтрат, удаляемый по трубопроводу 6. На фильтре 7 и в смесителе 8 повторяются аналогичные операции. Окончательно промытый осадок 9 подается с фильтра 10 на транспортирующее устройство 11.

При выводе уравнений для идеального процесса последовательной промывки, как и для рассматриваемого далее идеального процесса противоточной промывки, приняты допущения [328]:

а) во всех ступенях промывки происходит полное выравнивание концентраций жидкой фазы осадка и промывной жидкости; твердая фаза осадка не адсорбирует извлекаемое вещество;

б) влажность осадка после любой ступени промывки одинакова;

в) влажность исходного осадка отличается от влажности осадка после промывки;

г) количество твердой фазы осадка на всех ступенях промывки остается неизменным (унос твердых частиц с жидкостью не происходит);

д) промывная жидкость перед поступлением на первую ступень промывки содержит в небольшой концентрации извлекаемое вещество.

Эти уравнения, выводимые на основании материального баланса, имеют вид [325]:

для расчета концентрации извлекаемого вещества в жидкой фазе промытого осадка при известном числе ступеней промывки

$$c_k = [c_n - (c_{п.ж})_n] q f^{n-1} + (c_{п.ж})_n \quad (VI, 16)$$

для расчета числа ступеней промывки при заданной концентрации извлекаемого вещества в жидкой фазе промытого осадка-

$$n = \frac{\lg \left[\frac{c_n - (c_{п.ж})_n}{c_k - (c_{п.ж})_n} (d_i + 1) q \right]}{\lg (d_i + 1)} \quad (VI, 17)$$

В уравнениях (VI, 16) и (VI, 17), а также на схеме, изображенной на рис. VI-13, приняты следующие обозначения:

c_n — концентрация извлекаемого вещества в жидкой фазе исходного осадка (весовые доли);

c_k — то же, для промытого осадка (весовые доли);

c_1, c_2, c_3 — то же, для осадков после 1-, 2- и 3-й ступеней (весовые доли);

$(c_{п.ж})_n$ — концентрация извлекаемого вещества в исходной промывной жидкости (весовые доли);

$(c_{п.ж})_1, (c_{п.ж})_2, (c_{п.ж})_3$ — то же, в промывной жидкости после 1-, 2- и 3-й ступеней (весовые доли);

G_n — содержание жидкой фазы в исходном осадке (процент к весу твердых частиц);

G_n — то же, для промытого осадка (процент к весу твердых частиц);

G_i, G_1, G_2, G_3 — то же, для осадков после i -, 1-, 2- и 3-й ступеней (процент к весу твердых частиц);

V_i, V_1, V_2, V_3 — расход промывной жидкости в i -, 1-, 2- и 3-й ступенях (процент к весу твердых частиц); $q = \lambda_i / (d_i + \lambda_i)$; $\lambda_i = G_n / G_i$; $d_i = V_i / G_i$; $f = 1 / (d_i + 1)$; $d_i = V_i / G_i$.

В частном случае, когда содержание жидкой фазы в исходном осадке равно содержанию этой фазы во всех ступенях промывки, т. е. $G_n = G_i = G_1, V_i = V_1, d_i = d_1, \lambda_i = 1$ и $q = f$, уравнения (VI, 16) и (VI, 17) упрощаются и могут быть приведены соответственно к виду:

$$c_k = [c_n - (c_{п.ж})_n] f^n + (c_{п.ж})_n \quad (VI, 18)$$

и

$$n = \frac{\lg \left[\frac{c_n - (c_{п.ж})_n}{c_k - (c_{п.ж})_n} \right]}{\lg (d_i + 1)} \quad (VI, 19)$$

При этом, принимая во внимание, что $d_i = V_i / G_i$, расход промывной жидкости в каждой ступени после преобразования уравнения (VI, 19) может быть выражен равенством:

$$V_i = G_i \left(\sqrt[n]{\frac{c_n - (c_{п.ж})_n}{c_k - (c_{п.ж})_n} - 1} \right) \quad (VI, 20)$$

Тогда расход промывной жидкости для всех ступеней можно определить из выражения:

$$V_{общ} = n V_i \quad (VI, 21)$$

В еще более простом случае, когда концентрация извлекаемого вещества в исходной промывной жидкости равна нулю, т. е. $(c_{п.ж})_n = 0$, уравнения (VI, 18) — (VI, 20) упрощаются:

$$c_k = c_n f^n \quad (VI, 22)$$

$$n = \frac{\lg (c_n / c_k)}{\lg (d_i + 1)} \quad (VI, 23)$$

$$V_i = G_i \left(\sqrt[n]{\frac{c_n}{c_k} - 1} \right) \quad (VI, 24)$$

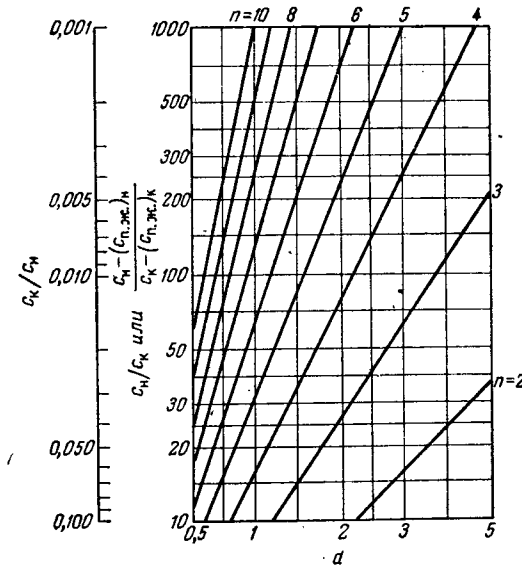


Рис. VI-14. Номограмма для определения параметров многоступенчатой последовательной промывки осадков при полном выравнивании концентраций жидкой фазы осадка и промывной жидкости.

Для облегчения расчетов последовательной промывки построена номограмма [325], показанная на рис. VI-14 и пригодная для использования при условии, что содержание жидкой фазы в исходном осадке равно содержанию этой фазы в осадке после любой ступени промывки ($d_i = d_i$).

Пример применения уравнений (VI, 19) и (VI, 23) дан на стр. 215 (пример 21).

Действительный процесс промывки отличается от идеального, если полное выравнивание концентраций не достигается. Это обуславливается, в частности, наличием агрегатов частиц, не разрушающихся при перемешивании, и адсорбированных слоев извлекаемого вещества, которые могут переходить в промывную жидкость только в результате медленного процесса молекулярной диффузии.

Наличие адсорбированных слоев установлено опытами по промывке разбавлением осадка карбоната кальция от раствора карбоната натрия [326]. При этом разница между расчетными и экспериментально найденными значениями концентраций карбоната натрия после очередной ступени промывки возрастает по мере увеличения порядкового числа этой ступени. Вместе с тем найдено, что осадок сульфата бария практически не адсорбирует серную кислоту из ее водного раствора.

При неполном выравнивании концентраций, а также при большом числе ступеней промывки и необходимости определения промежуточных значений концентрации промывной жидкости предпочтительнее графический метод анализа процесса последовательной промывки [325].

Опытами установлено, что концентрация промывной жидкости после данной ступени промывки несколько меньше концентрации жидкой фазы осадка после той же ступени. Это можно выразить соотношением

$$(c_{п. ж})_i = \alpha_i c_i \quad (VI, 25)$$

где $(c_{п. ж})_i$ — концентрация извлекаемого вещества в промывной жидкости после i -й ступени (весовые доли);

c_i — концентрация извлекаемого вещества в жидкой фазе осадка после i -й ступени (весовые доли).

Коэффициент α_i имеет значения меньше 1 и зависит от свойств твердой и жидкой фаз осадка, конструкции перемешивающего устройства и разности концентраций жидкой фазы осадка и промывной жидкости. Величина этого коэффициента находится из опытов. Экспериментально установлено, что величина α_i уменьшается по мере понижения концентрации извлекаемого вещества в жидкой фазе осадка.

Принимая, что условия перемешивания осадка с промывной жидкостью на всех ступенях промывной установки одинаковы, можно написать следующее эмпирическое уравнение линии равнове-

сия действительного процесса:

$$c_i = A (c_{п. ж})_i + \frac{a}{\lg [1/(c_{п. ж})_i]} \quad (VI, 26)$$

В этом уравнении A и a — постоянные, вычисляемые по экспериментальным значениям α_i для первой и последней ступеней промывки.

Очевидно, что при $\alpha_i = 1$ уравнение (VI, 25), а при $A = 1$ и $a = 0$ уравнение (VI, 26) переходят в уравнение линии равновесия идеального процесса:

$$c_i = (c_{п. ж})_i \quad (VI, 27)$$

Способ определения постоянных в уравнении (VI, 26) пояснен в примере 22 (стр. 215) применительно к противоточной промывке.

При одинаковых содержаниях жидкой фазы в исходном осадке и в осадках после каждой ступени промывки ($G_n = G_i$), одинаковых расходах промывной жидкости на каждую ступень промывки ($V_i = V_i$) и, следовательно, постоянных значениях d_i для всей установки получается следующее уравнение рабочих концентраций действительного процесса последовательной промывки:

$$c_i = (c_{п. ж})_{i+1} (d_i + 1/\alpha_{i+1}) - d_i (c_{п. ж})_n \quad (VI, 28)$$

Очевидно, что при $\alpha_{i+1} = 1$ получается уравнение линии рабочих концентраций идеального процесса:

$$c_i = (c_{п. ж})_{i+1} (d_i + 1) - d_i (c_{п. ж})_n \quad (VI, 29)$$

В уравнениях (VI, 28) и (VI, 29) величина c_i обозначает концентрацию извлекаемого вещества в жидкой фазе осадка, поступающего со ступени i на ступень $i + 1$, а $(c_{п. ж})_{i+1}$ соответствует концентрации извлекаемого вещества в промывной жидкости, уходящей с $i + 1$ -й ступени.

На рис. VI-15 дано графическое сопоставление идеального и действительного процессов многоступенчатой последовательной промывки водой осадка сульфата бария от хлор-иона при начальной концентрации его в жидкой фазе осадка $c_n = 0,05$ и конечной концентрации $c_n = 0,0008$. Линия равновесия идеального процесса 1 проведена в соответствии с уравнением (VI, 27) как диагональ квадрата; линия равновесия действительного процесса 2 построена по уравнению (VI, 26) с использованием экспериментально найденных для этого случая значений $A = 1,02$ и $a = 0,00074$; линии рабочих концентраций идеального и действительного процессов 3 и 4 проведены соответственно на основании уравнений (VI, 29) и (VI, 28) с применением одинаковых для всех ступеней значений d_i и различных для каждой ступени α_i , найденных из опыта. После нанесения на диаграмму всех перечисленных линий обычным способом построены ступени процесса в указанных выше пределах концентраций. Из диаграммы видно, что для осуществления

идеального процесса последовательной промывки в данном случае необходимы 7 ступеней, а для действительного — 8 ступеней.

Ряд аналогичных данных указывает на то, что число ступеней или расход промывной жидкости, вычисленные с использованием уравнений для идеального процесса, следует увеличивать не менее чем на 15—25% для действительного процесса.

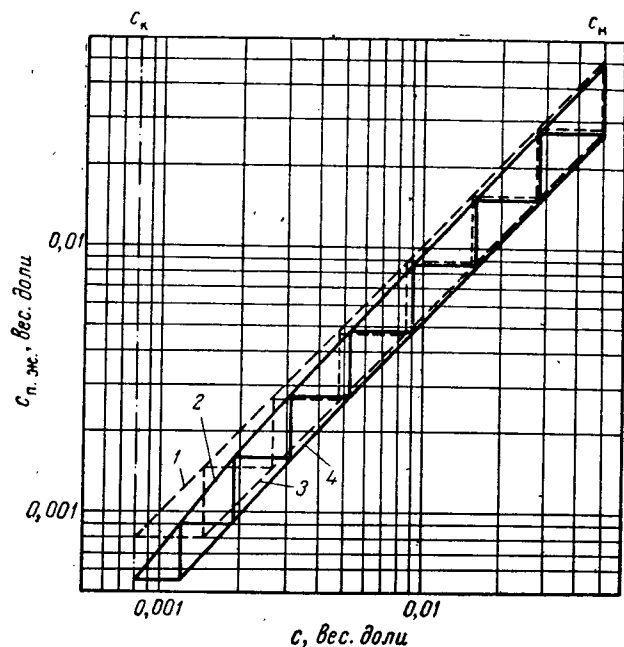


Рис. VI-15. Графическое сопоставление идеального и действительного процессов многоступенчатой последовательной промывки:

1 — линия равновесия идеального процесса; 2 — линия равновесия действительного процесса; 3 — линия рабочих концентраций идеального процесса; 4 — линия рабочих концентраций действительного процесса.

Противоточная промывка. Такой вид промывки позволяет получить всю промывную жидкость с достаточно высокой концентрацией извлекаемого вещества. Противоточная промывка применяется главным образом тогда, когда извлекаемое вещество представляет собой ценный продукт и раствор его в промывной жидкости в дальнейшем необходимо разделить выпариванием, ректификацией или кристаллизацией.

На рис. VI-16 дана схема трехступенчатой противоточной промывки с применением барабанных вакуум-фильтров. На этой схеме и в последующем изложении закономерностей противоточной промывки для упрощения выводимых уравнений принято обозначение ступеней по направлению движения промывной жидкости [328].

Осадок 1, полученный на фильтре (на рисунке не показан) и подлежащий промывке, поступает в смеситель 2, куда по трубопроводу 3 подается промывная жидкость из фильтра 4. Образовавшаяся суспензия из смесителя 2 направляется на фильтр 5, где она разделяется на частично промытый осадок, поступающий в смеситель 6, и фильтрат, который представляет собой промывную жидкость с достаточно высокой концентрацией извлекаемого вещества; этот фильтрат уходит из фильтра 5 по трубопроводу 7 на дальнейшую переработку. В смеситель 6 по трубопроводу 8 подается промывная жидкость из фильтра 9. Полученная в смесителе 6 суспензия разделяется на фильтре 4 на осадок, передаваемый в сме-

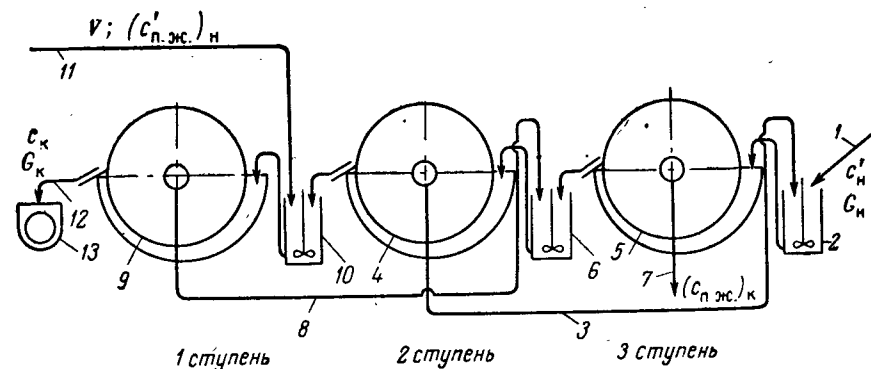


Рис. VI-16. Схема трехступенчатой противоточной промывки:

1 — осадок, подлежащий промывке; 2, 6, 10 — смесители; 3, 8 — трубопроводы для промывной жидкости с промежуточными концентрациями извлекаемого вещества; 4, 5, 9 — барабанные вакуум-фильтры; 7 — трубопровод для промывной жидкости с высокой концентрацией извлекаемого вещества; 11 — трубопровод для свежей промывной жидкости; 12 — промытый осадок; 13 — транспортирующее устройство.

ситель 10, и фильтрат, который, как уже сказано, в качестве промывной жидкости идет в смеситель 2. На фильтре 9 и в смесителе 10 выполняются операции, аналогичные описанным. Свежая промывная жидкость подается в смеситель 10 по трубопроводу 11. Окончательно промытый осадок 12 подается из фильтра 9 на транспортирующее устройство 13.

Из рассмотренной схемы видно, что промываемый осадок и промывная жидкость движутся противотоком, причем концентрация извлекаемого вещества в промывной жидкости возрастает в направлении от первой ступени к третьей, а концентрация этого вещества в осадке уменьшается в обратном направлении.

При выводе [328] уравнений для расчета идеальной противоточной промывки были сделаны ранее указанные допущения (стр. 198).

При этом было отмечено, что количество циркулирующей жидкости, необходимое для обеспечения достаточной текучести суспензии при транспортировании ее по трубопроводам, не оказывает

влияния на расчетные уравнения и потому не принимается во внимание.

Полученное таким образом на основании материального баланса основное уравнение идеального процесса противоточной промывки имеет вид

$$\frac{c'_n + (c'_{п.ж})_n - c'_k}{V + G_n - G_k} = \left[\frac{c'_k}{G_k} - \frac{(c'_{п.ж})_n}{V} \right] \frac{d^n - 1}{d - 1} + \frac{(c'_{п.ж})}{V} \quad (VI, 30)$$

причем

$$d = \frac{V}{G_k} \quad (VI, 31)$$

В уравнениях (VI, 30) и (VI, 31), а также на схеме, показанной на рис. VI-16, введены обозначения:

c'_n и c'_k — содержание извлекаемого вещества в исходном и промытом осадке (процент к весу твердых частиц);

$(c'_{п.ж})_n$ и $(c'_{п.ж})_k$ — содержание извлекаемого вещества в исходной промывной жидкости и в промывной жидкости, уходящей с установки (процент к весу твердых частиц);

G_n и G_k — содержание жидкой фазы в исходном и промытом осадке (процент к весу твердых частиц);

V — расход промывной жидкости (процент к весу твердых частиц);

n — число ступеней промывки.

Числитель левой части уравнения (VI, 30) представляет собой содержание извлекаемого вещества в промывной жидкости, уходящей из установки:

$$(c'_{п.ж})_k = c'_n + (c'_{п.ж})_n - c'_k \quad (VI, 32)$$

Знаменатель левой части того же уравнения показывает количество промывной жидкости, уходящей из установки:

$$\Phi = V + G_n - G_k \quad (VI, 33)$$

Отношение этих величин выражает концентрацию извлекаемого вещества в промывной жидкости, уходящей из установки, выраженную в весовых долях:

$$(c_{п.ж})_k = \frac{(c'_{п.ж})_k}{\Phi} \quad (VI, 34)$$

Отношения c'_k/G_k и $(c'_{п.ж})_n/V$ в правой части уравнения (VI, 30) могут быть заменены обозначениями, введенными для уравнения (VI, 17):

$$c_k = \frac{c'_k}{G_k} \quad (VI, 35)$$

и

$$(c_{п.ж})_n = \frac{(c'_{п.ж})_n}{V} \quad (VI, 36)$$

Используя обозначения, принятые в равенствах (VI, 31) — (VI, 36), из уравнения (VI, 30) можно получить следующие соотношения

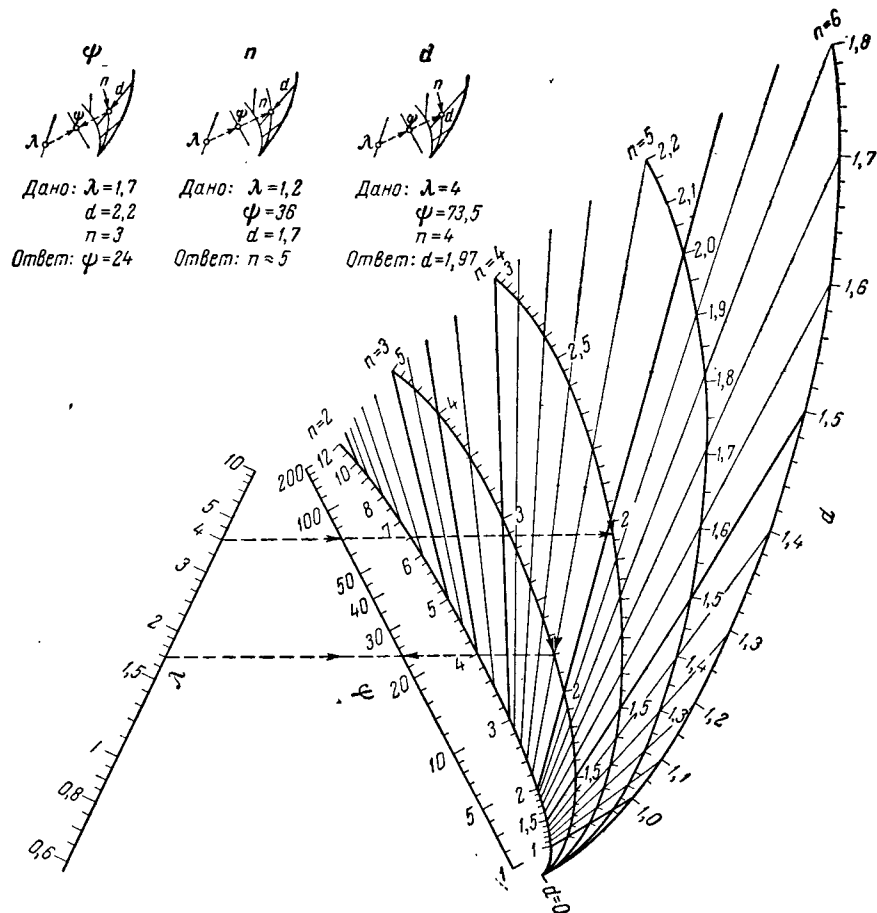


Рис. VI-17. Номограмма для определения параметров многоступенчатой противоточной промывки осадков при полном выравнивании концентраций жидкой фазы осадка и промывной жидкости.

ношения для расчета многоступенчатой противоточной промывки осадков.

Для определения числа ступеней промывки:

$$n = \frac{\lg \left[\frac{(c_{п.ж})_k - (c_{п.ж})_n}{c_k - (c_{п.ж})_n} (d - 1) + 1 \right]}{\lg d} \quad (VI, 37)$$

Для определения содержания извлекаемого вещества в промытом осадке (в процентах к весу твердых частиц):

$$c'_k = \frac{[c'_n + (c_{п.ж})_n (M\Phi - \Delta G)] G_k}{M\Phi + G_k} \quad (\text{VI, 38})$$

где

$$M = \frac{d^n - 1}{d - 1} \quad (\text{VI, 39})$$

и

$$\Delta G = G_n - G_k \quad (\text{VI, 39a})$$

Для определения концентрации извлекаемого вещества в жидкой фазе осадка после любой ступени промывки (в весовых долях):

$$c_i = [c_k - (c_{п.ж})_n] \frac{d^i - 1}{d - 1} + (c_{п.ж})_n \quad (\text{VI, 40})$$

где i относится к данной ступени промывки.

Для определения концентрации извлекаемого вещества в промывной жидкости, уходящей с установки (в весовых долях):

$$(c_{п.ж})_k = \frac{c'_n + V (c_{п.ж})_n - c'_k}{\Phi} \quad (\text{VI, 41})$$

Для определения количества исходной промывной жидкости:

$$(\lambda - 1)(d^n - 1) - (\psi - 1)(d - 1) + d(d^n - 1) = 0 \quad (\text{VI, 42})$$

где

$$\lambda = \frac{G_n}{G_k}; \quad \psi = \frac{(\sigma - z\lambda)}{(1 - z)}; \quad \sigma = \frac{c'_n}{c'_k}; \quad z = \frac{(c_{п.ж})_n}{c_k} \quad (\text{VI, 43})$$

С целью облегчения решения уравнения (VI, 42) построена [328] номограмма, изображенная на рис. VI-17.

При промывке осадка чистой промывной жидкостью, когда $(c_{п.ж})_n = 0$, уравнения (VI, 30), (VI, 37), (VI, 38), (VI, 40) — (VI, 42) упрощаются и принимают следующий вид:

$$\frac{c'_n - c'_k}{V + G_n - G_k} = \frac{c'_k}{G_k} \cdot \frac{d^n - 1}{d - 1} \quad (\text{VI, 44})$$

$$n = \frac{\lg \left[\frac{(c_{п.ж})_k}{c_k} (d - 1) + 1 \right]}{\lg d} \quad (\text{VI, 45})$$

$$c'_k = \frac{c'_n G_k}{M\Phi + G_k} \quad (\text{VI, 46})$$

$$c_i = c_k \frac{d^i - 1}{d - 1} \quad (\text{VI, 47})$$

$$(c_{п.ж})_k = \frac{c'_n - c'_k}{\Phi} \quad (\text{VI, 48})$$

$$(\lambda - 1)(d^n - 1) - (\sigma - 1)(d - 1) + d(d^n - 1) = 0 \quad (\text{VI, 49})$$

В примерах 23 и 24 (стр. 215) пояснено использование приведенных выше уравнений.

Выше уже сказано (см. стр. 200), что при неполном выравнивании концентраций, а также при большом числе ступеней промывки и необходимости определения промежуточных значений концентрации промывной жидкости предпочтительнее графический метод анализа; это относится и к противоточной промывке.

Метод анализа действительного процесса противоточной промывки, когда полного выравнивания концентраций извлекаемого вещества в жидкой фазе осадка и промывной жидкости не достигается, принципиально аналогичен изложенному при описании последовательной промывки и потому далее не рассматривается.

Для противоточной промывки получены уравнения [329] линий равновесия идеального и действительного процессов, которые идентичны с соответствующими уравнениями (VI, 27) и (VI, 26) для последовательной промывки. Выведены также уравнения линий рабочих концентраций идеального и действительного процессов противоточной промывки, которые несколько сложнее соответствующих уравнений последовательной промывки.

Результаты анализа работы промышленных установок показывают, что количество исходной промывной жидкости, вычисленное по номограмме (см. рис. VI-17) для идеального процесса, следует увеличить на 15—25% применительно к действительному процессу. Аналогичное увеличение необходимо сделать и при расчете числа ступеней промывки.

Описан метод расчета [330] идеального процесса многоступенчатой противоточной промывки осадков, в котором принято обозначение ступеней по направлению движения осадка. Этот метод, как и описанный выше, может быть применен в случае использования исходной промывной жидкости, уже содержащей некоторое количество извлекаемого вещества, при любом соотношении твердой и жидкой фаз в исходном осадке. Однако при этом нельзя определить расход промывной жидкости.

Описаны также методы расчета теоретических ступеней противоточной промывки осадков с использованием нескольких многоступенчатых аппаратов [331] и многоступенчатой противоточной промывки осадков с промежуточным отбором промывных вод [332].

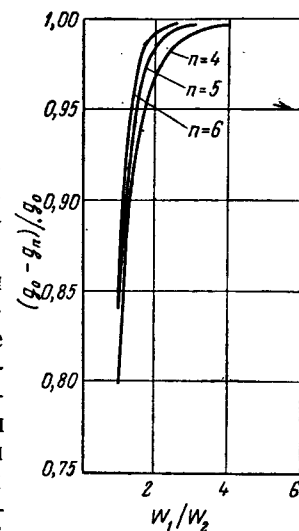


Рис. VI-18. К способу определения оптимального сочетания числа ступеней и расхода промывной жидкости.

Изложены [333] упрощенные, но практически достаточно точные методы расчета различных видов противоточной промывки осадков, основанные на материальном балансе извлекаемого вещества.

Проанализированы [334] условия, определяющие наиболее экономичное сочетание числа ступеней и расхода промывной жидкости при многоступенчатой противоточной промывке осадков методом разбавления, в частности с использованием барабанных вакуум-фильтров.

Исходя из материального баланса извлекаемого вещества для каждой ступени и экономических данных о работе противоточной установки, в результате этого анализа выведено уравнение:

$$F = A(g_0 - g_n)/g_0 - B(W_1/W_2) - Gn \quad (\text{VI}, 50)$$

где F — прибыль, даваемая промывной установкой за период амортизации оборудования, рубли;
 g_0 и g_n — вес извлекаемого вещества соответственно в исходном и промытом осадке, $\text{н} \cdot \text{ч}^{-1}$;
 W_1 — вес исходной промывной жидкости, $\text{н} \cdot \text{ч}^{-1}$;
 W_2 — вес жидкой фазы осадка, $\text{н} \cdot \text{ч}^{-1}$;
 n — число ступеней промывки;
 A, B, G — постоянные в данных условиях работы установки, причем $A = g_0 p h Y + W_2 s h Y$; $B = W_2 s h Y$; $G = P_1 + Y P_2 + Y P_3 + Y P_4$;
 p — стоимость извлекаемого вещества при концентрации g_0/W_2 , $\text{руб.} \cdot \text{н}^{-1}$;
 s — расход на выпаривание жидкости, $\text{руб.} \cdot \text{н}^{-1}$;
 h — продолжительность работы установки в течение одного года, ч;
 Y — предполагаемый период амортизации оборудования, годы;
 P_1 — капитальные затраты на одну ступень, рубли;
 P_2, P_3, P_4 — затраты на текущий ремонт, рабочую силу и энергию, отнесенные к одной ступени, $\text{руб.} \cdot \text{год}^{-1}$.

После дифференцирования уравнения (VI, 50) и приравнивания первой производной нулю (при $n = \text{const}$) получим:

$$\frac{d[(g_0 - g_n)/g_0]}{d(W_1/W_2)} = \frac{B}{A} \quad (\text{VI}, 51)$$

На основании зависимости концентрации извлекаемого вещества в жидкой фазе осадка от количества промывной жидкости и числа ступеней промывки для $n = 1 \div 9$ построены кривые в координатах $W_1/W_2 - (g_0 - g_n)/g_0$ (на рис. VI-18 показаны кривые для четырех-, пяти- и шестиступенчатой промывной установки); очевидно, что наклон этих кривых равен B/A .

Дан следующий порядок определения оптимального сочетания числа ступеней и расхода промывной жидкости:

- выбирают число ступеней n от 1 до 9;
- вычисляют B/A ;
- определяют точку касания прямой с наклоном B/A и кривой для выбранного n (рис. VI-18);
- находят для этой точки величины $(g_0 - g_n)/g_0$ и W_1/W_2 ;
- вычисляют по имеющимся данным значение F из уравнения (VI, 50);
- повторяют указанные операции для всех n ступеней от 1 до 9;

ж) принимают оптимальное сочетание числа ступеней и расхода промывной жидкости по максимальному значению F .

Следует отметить, что при таком способе расчета величина $(g_0 - g_n)/g_0$ является зависимой переменной; однако при большом числе ступеней промывки она изменяется сравнительно мало.

Проанализированы [335] также более подробно различные условия, обеспечивающие экономичную работу противоточной промывной установки в процессе извлечения урана из руд.

МНОГООРУПЕНЧАТАЯ ПРОМЫВКА МЕТОДАМИ ВЫТЕСНЕНИЯ И РАЗБАВЛЕНИЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ФИЛЬТРОВ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Этот вид промывки является сочетанием последовательных процессов вытеснения и разбавления при противоточном движении

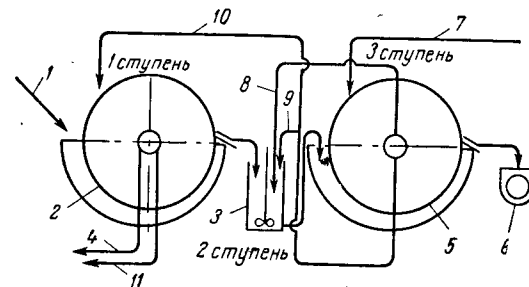


Рис. VI-19. Схема трехступенчатой противоточной промывки методами вытеснения и разбавления:

1 — исходная суспензия; 2, 5 — барабанные вакуум-фильтры; 3 — смеситель; 4 — трубопровод для фильтрата, полученного при разделении исходной суспензии; 6 — транспортирующее устройство; 7 — трубопровод для свежей промывной жидкости; 8 — трубопровод для промывной жидкости из третьей ступени; 9, 10 — трубопроводы для промывной жидкости из второй ступени; 11 — трубопровод для промывной жидкости из первой ступени.

осадка и промывной жидкости. Его основная особенность состоит в том, что промывная жидкость, уходящая с последующего по ходу осадка фильтра, разделяется на две части, одна из которых поступает в смеситель для взмучивания осадка перед предыдущим фильтром, а другая направляется для промывки осадка непосредственно на этом фильтре [2]. Таким образом, первая часть жидкости используется для промывки разбавлением, а вторая — вытеснением.

При рассматриваемом способе промывки увеличивается число ступеней без возрастания числа фильтров, хотя схема промывки усложняется. Описаны разнообразные, иногда довольно сложные схемы промывки [8, 327, 336], в том числе автоматизированные [345].

В одном из наиболее простых видов схема рассматриваемой промывки показана на рис. VI-19. Исходная суспензия 1

разделяется на барабанном вакуум-фильтре 2 на осадок, который промывается на этом же фильтре и поступает в смеситель 3, и фильтрат, который удаляется на дальнейшую переработку по трубопроводу 4. Этот фильтрат имеет такую же концентрацию извлекаемого вещества, как и жидкая фаза исходной суспензии. Суспензия, образовавшаяся в смесителе 3, разделяется на фильтре 5 на осадок и фильтрат. Осадок окончательно промывается на этом же фильтре и затем подается на транспортирующее устройство 6. Свежая промывная жидкость поступает на фильтр 5 по трубопроводу 7 и уходит из него по трубопроводу 8 в смеситель 3. Фильтрат из фильтра 5 разделяется на две части, одна из которых по трубопроводу 9 подается в смеситель 3, а другая по трубопроводу 10 направляется в качестве промывной жидкости на фильтр 2. Промывная жидкость из фильтра 2 уходит по трубопроводу 11.

Из описанной схемы видно, что в данном случае осуществляется трехступенчатая промывка осадка: первая ступень — процесс вытеснения на фильтре 2 промывной жидкостью, являющейся фильтратом из фильтра 5; вторая ступень — процесс разбавления в смесителе 3 смесью фильтрата и промывной жидкости из фильтра 5; третья ступень — процесс вытеснения на фильтре 5 свежей промывной жидкостью. Легко заметить, что концентрация извлекаемого вещества в промывной жидкости перед каждой ступенью возрастает в направлении от третьей ступени к первой, но на всех ступенях остается более низкой, чем соответствующая концентрация в жидкой фазе промываемого осадка на той же ступени.

Описан [336] графический способ расчета многоступенчатой промывки осадков, основанный на использовании результатов лабораторных опытов, выполненных на листовом фильтре, и применимый, в частности, к схеме, изображенной на рис. VI-19.

Дано [437] математическое описание процессов промывки осадков разбавлением и вытеснением. В частности, приведены соотношения для определения концентрации жидкой фазы в различных ступенях противоточной установки. Описаны результаты опытов по промывке осадка сульфата бария, причем отмечены стадии промывки вытеснением и диффузионной промывки.

Выведены [438] уравнения для определения эффективности последовательной и противоточной промывки методами вытеснения и разбавления. Указано, что основными параметрами, характеризующими любой способ промывки, являются коэффициент расхода $d_p = V_{п.ж}/V_0$ и коэффициент эффективности промывки $e = 1 - R_{п}$ (стр. 189). Рассмотрены характерные кривые эффективности промывки, осуществляемой несколькими способами. Найдено, что промывка осадков методом вытеснения эффективна лишь при малых расходах промывной жидкости [$d_p < 2-3$]; многократная последовательная промывка методом разбавления эффективна при больших расходах промывной жидкости [$d_p > (5-6)$]; многократная противоточная промывка методом разбавления технологически эффективна во всех случаях, но целесообразность ее применения

необходимо обосновать техно-экономическим расчетом. Наиболее эффективны комбинированные процессы многократной промывки осадков методами вытеснения и разбавления.

Описаны [439] особенности фазовых диаграмм для процессов переноса в пористых телах и дано построение диаграмм с применением операционных линий. Рассмотрены треугольные и прямоугольные диаграммы для решения задач по идеальным процессам последовательной и противоточной промывки, а также реальным процессам с учетом непостоянства влажности, адсорбции извлекаемого вещества и уноса твердых частиц жидкостью.

Даны [440] фазовые диаграммы для нахождения параметров многоступенчатого комбинированного процесса промывки методами вытеснения и разбавления.

СКОРОСТЬ ПРОМЫВКИ ОСАДКОВ

Под скоростью промывки осадков $W_{п}$, аналогично скорости фильтрования W , понимают объем промывной жидкости, проходящей через единицу поверхности осадка в единицу времени.

Если во время промывки с осадком соприкасается слой промывной жидкости, то скорость промывки при постоянной толщине слоя осадка может быть определена из уравнения фильтрования (II, 11), которое нетрудно привести к виду:

$$W_{п} = \frac{\Delta P}{\mu_{п.ж} (r_0 h_{ос} + R_{ф.п})} \quad (VI, 52)$$

При условии, что постоянная разность давлений при промывке равна разности давлений в конце фильтрования, а вязкости промывной жидкости и фильтрата одинаковы, скорость промывки равна скорости фильтрования в последний момент процесса фильтрования, когда толщина слоя осадка достигает наибольшего значения. Однако сказанное справедливо лишь в том случае, когда фильтрат и промывная жидкость проходят в осадке по одному и тому же пути, как это бывает в большинстве фильтров. Исключением является плиточно-рамный фильтрпресс (стр. 354), в рамках которого промывная жидкость проходит путь в 2 раза больший, чем фильтрат в конце фильтрования, поскольку фильтрат движется в рамках от их середины к обеим поверхностям, а промывная жидкость — от одной поверхности к другой. По этой же причине действующая поверхность рамы при промывке оказывается в 2 раза меньше, чем при фильтровании. Нетрудно видеть, что для плиточно-рамного фильтрпресса уравнение (VI, 52) приобретает вид:

$$W_{п} = \frac{\Delta P}{4\mu_{п.ж} (r_0 h_{ос} + R_{ф.п})} \quad (VI, 53)$$

где $W_{п}$ — скорость промывки, отнесенная к единице всей поверхности фильтрования, $м \cdot сек^{-1}$;
 $h_{ос}$ — толщина слоя осадка в конце фильтрования, равная половине толщины рамы, $м$.

Если промывную жидкость подают на поверхность осадка в виде капель, то определение скорости промывки осложняется. Можно сказать, что скорость промывки в этом случае будет до некоторой степени возрастать с увеличением количества подаваемой промывной жидкости. Такой процесс промывки рассмотрен в следующей главе на основе закономерностей движения двухфазного потока жидкость — воздух в пористой среде.

О ПРАКТИЧЕСКИХ РАСЧЕТАХ ОПЕРАЦИИ ПРОМЫВКИ ОСАДКОВ НА ФИЛЬТРАХ ПЕРИОДИЧЕСКОГО И НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ МЕТОДОМ ВЫТЕСНЕНИЯ

Чисто аналитические расчеты в этой области в настоящее время встречают затруднения [1 (стр. 423), 379, 443]. Такое положение объясняется тем, что соответствующие закономерности, например в работах [436, 441, 442], находятся обычно для ограниченного числа осадков и определенных интервалов изменения ограниченного числа переменных. Поэтому они не могут быть применены с достаточной точностью к другим осадкам и иным интервалам изменения переменных, особенно когда существенную роль играют переменные, влияние которых не отражено в данной закономерности. Однако следует иметь в виду, что такие закономерности значительно облегчают оценку влияния различных факторов на течение процесса промывки и особенно полезны при решении вопросов оптимизации работы фильтров.

Для практических расчетов, например при проектировании новых фильтровальных установок, целесообразно использовать экспериментальные данные о необходимом количестве промывной жидкости, полученные при исследовании определенного осадка в заданных условиях. Для получения таких данных может быть использован метод непосредственного определения количества промывной жидкости, обеспечивающего достижение желательной степени извлечения жидкой фазы осадка. Могут быть применены также способы исследования процесса промывки, например, с использованием соотношений типа уравнений (VI, 9) (VI, 13), (VI, 15); эти уравнения в относительно простом виде дают зависимость степени извлечения жидкой фазы осадка от объема промывной жидкости.

Зная количество промывной жидкости и определяя по уравнению (VI, 52) или, в частном случае, по уравнению (VI, 53) скорость промывки, можно найти продолжительность ее.

В том случае, если промывка производится на барабанном или дисковом фильтре, когда промывная жидкость проходит сквозь поры осадка одновременно с воздухом (течение двухфазной системы), не только количество промывной жидкости, но и продолжительность промывки следует находить из опыта.

ПРИМЕРНЫЕ РАСЧЕТЫ

Пример 16. Определить значение постоянной k'_n в уравнении (VI, 2), если во время опыта (см. рис. VI-1) скорость промывки $W_n = 0,14 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$, а высота слоя осадка $h_{oc} = 0,0127 \text{ м}$.

Решение

Из уравнения (VI, 2) следует:

$$k'_n = n' \frac{h_{oc}}{W_n}$$

По рис. VI-1 находим $n' = -0,0026 \text{ сек}^{-1}$, откуда

$$k'_n = -0,0026 \frac{0,0127}{0,14 \cdot 10^{-3}} = -0,236$$

Пример 17. Определить длительность второй стадии промывки осадка τ''_n , необходимой для уменьшения концентрации растворенного вещества в промывной жидкости от $c_0 = 200 \text{ мг} \cdot \text{л}^{-1}$ до $c_m = 2 \text{ мг} \cdot \text{л}^{-1}$ при скорости движения промывной жидкости $W_n = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$ и высоте слоя осадка $h_{oc} = 0,025 \text{ м}$, если $k'_n = -0,236$.

Решение

1. Величину n' определяем из уравнения (VI, 2):

$$n' = -0,236 \frac{0,5 \cdot 10^{-3}}{0,025} = -0,00472 \text{ сек}^{-1}$$

2. Из уравнения (VI, 1) находим продолжительность второй стадии промывки осадка:

$$\tau''_n = \tau_n - \tau'_n = \frac{1}{n'} \lg \frac{c_m}{c_0} = \frac{1}{-0,00472} \lg \frac{2}{200} \approx 420 \text{ сек}$$

Пример 18. Осадок диатомита со средним размером частиц $d = 10^{-2} \text{ мм}$, полностью насыщенный фильтратом, имеет толщину 50 мм , поверхность 6 м^2 и пористость $0,78$. Вязкость промывной жидкости в 3 раза меньше вязкости фильтрата. Осадок должен быть промыт до величины $m = 2\%$. Определить необходимое количество промывной жидкости.

Решение

Объем фильтрата в порах осадка перед началом промывки:

$$V_0 = 6 \cdot 0,05 \cdot 0,78 = 0,234 \text{ м}^3$$

Для частиц размером $d = 10^{-2} \text{ мм}$ и $m = 2\%$ величина $\omega = 5,4$ (см. рис. VI-3). При $\mu_{п.ж} = 3$ и $m = 2\%$ величина $\gamma_1 = 1,2$ (см. рис. VI-4). Поскольку отношение $h_{oc}/d = 5 \cdot 10^3 > 200$, то величина $\delta_1 = 1$. Подставляя полученные величины в уравнение (VI, 6), получаем:

$$V_{п.ж} = 1,2 \cdot 1 \cdot 5,4 \cdot 0,234 = 1,52 \text{ м}^3$$

Пример 19. Осадок диатомита при $m = 30\%$ (после предварительной промывки воздухом) имеет толщину 10 мм , поверхность 6 м^2 и пористость $0,78$. Осадок должен быть промыт до величины $m = 2\%$. Найдено, что величина эффективности промывки $e_n = 0,7$. Определить необходимое количество промывной жидкости.

Решение

1. Определяем объем фильтрата, находящегося в порах осадка перед промывкой:

$$V_0 = 6 \cdot 0,01 \cdot 0,78 \cdot 0,3 \approx 0,014 \text{ м}^3$$

2. Весовая доля растворенного вещества, остающегося в осадке после промывки, равна отношению степеней насыщения осадка фильтратом после и до промывки:

$$R_{\text{п}} = \frac{2}{30} = 0,0667$$

3. Отношение $V_{\text{п. ж}}/V_0$ находим из уравнения (VI, 13):

$$\frac{V_{\text{п. ж}}}{V_0} = \frac{\lg R_{\text{п}}}{\lg (1 - \varepsilon_{\text{п}})} = \frac{\lg 0,0667}{\lg (1 - 0,7)} = 2,25$$

4. Объем промывной жидкости:

$$V_{\text{п. ж}} = 2,25 V_0 = 2,25 \cdot 0,014 = 0,0315 \text{ м}^3$$

Пример 20. Используя экспериментальные данные [138] о промывке водой от щелочи осадка гидроокиси алюминия (см. рис. VI-7), сопоставить результаты расчета величины $R_{\text{п}}$ по уравнениям (VI, 13) и (VI, 15).

Решение

1. Из рис. VI-7 следует, что при $V_{\text{п. ж}}/V_0 = 1$ величина $R_{\text{п}} = 0,2$. Отсюда по уравнению (VI, 13) находим $\varepsilon_{\text{п}} = 1 - R_{\text{п}} = 1 - 0,2 = 0,8$.

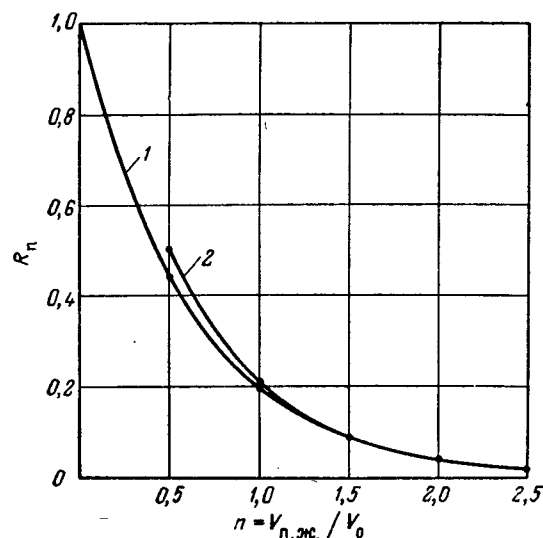


Рис. VI-20. К решению примера 20:

1 — кривая для уравнения (VI, 13); 2 — кривая для уравнения (VI, 15).

2. Для определения величины n_1 в уравнении (VI, 15) переносим экспериментальные точки (кроме двух нижних) с рис. VI-7 на рис. VI-10, имея в виду, что $n = V_{\text{п. ж}}/V_0$. Получаем, что в данных условиях промывки величина n_1 может быть принята равной 0,42.

3. Используя найденные значения $\varepsilon_{\text{п}}$ и n_1 , по уравнениям (VI, 13) и (VI, 15) строим кривые в координатах $n = V_{\text{п. ж}}/V_0 - R_{\text{п}}$, как показано на рис. VI-20.

Из упомянутого рисунка видно, что заметное расхождение (около 12%) между результатами расчета по обоим уравнениям обнаруживается только при малых расходах промывной жидкости.

Пример 21 [325]. Осадок, состоящий из карбоната цинка (твердая фаза) и водного раствора нитрата калия, подвергается многоступенчатой последовательной промывке слабым раствором нитрата калия при следующих условиях: для всех ступеней $d_i = 1,8$; $c_{\text{н}} = 0,40$; $c_{\text{к}} = 0,001$; $(c_{\text{п. ж}})_{\text{н}} = 0,0006$. Определить число ступеней промывки.

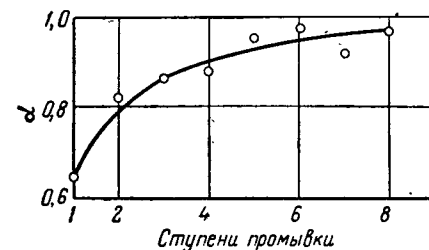
Решение.

Число ступеней промывки находим по уравнению (VI, 19):

$$n = \frac{\lg [(0,40 - 0,0006)/(0,001 - 0,0006)]}{\lg (1,8 + 1)} \approx 7$$

Если промывка осуществляется чистой промывной жидкостью, т. е. $(c_{\text{п. ж}})_{\text{н}} = 0$, то из уравнения (VI, 23) получается, что число ступеней промывки $n \approx 6$.

Пример 22 [329]. Из опытов, выполненных на восьмиступенчатой противоточной установке, где промывается уголь (класс 0—3 мм) от водного раствора хлорида кальция, найдены значения α для всех ступеней промывки (рис. VI-21). При этом концентрации извлекаемого вещества в промывной жидкости и жидкой фазе осадка для первой и последней (по ходу промывной жидкости) ступени составляли: $(c_{\text{п. ж}})_1 = 0,003$; $c_1 = 0,0045$; $(c_{\text{п. ж}})_8 = 0,15$; $c_8 = 0,155$. Определить постоянные A и a в уравнении равновесной линии действительного процесса (VI, 26).



Решение

Из указанного рисунка находим, что для первой ступени $\alpha_1 = 0,65$ и для последней ступени $\alpha_8 = 0,97$. Используя имеющиеся данные для двух ступеней, получим два уравнения (VI, 26) с двумя неизвестными, откуда обычным путем найдем, что $A = 1$ и $a = 0,004$. Из того же рисунка видно, что экспериментальные данные удовлетворительно соответствуют расчетной кривой и для всех промежуточных ступеней промывки.

Рис. VI-21. Изменение величины α для различных ступеней промывки (к примеру 22):

кружки — экспериментальные данные; кривая — по уравнению (VI, 26) при $A = 1$ и $a = 0,004$.

Пример 23 [328]. Измельченный плав, содержащий в качестве жидкой фазы раствор едкого натра, промывается на трехступенчатой ($n = 3$) противоточной установке чистой водой в следующих условиях: $c'_{\text{н}} = 14,8\%$; $G_{\text{н}} = 37\%$; $G_{\text{к}} = 22\%$; $V = 48\%$. Определить содержание едкого натра в промытом осадке.

Решение

1. Величину d находим из равенства (VI, 31):

$$d = 48 : 22 \approx 2,2$$

2. Значение M вычисляем из равенства (VI, 39):

$$M = \frac{2,2^3 - 1}{2,2 - 1} \approx 8$$

3. Величину Φ определяем из соотношения (VI, 33):

$$\Phi = 48 + 37 - 22 = 63\%$$

Содержание едкого натра в промытом осадке получаем из уравнения (VI, 46).

$$c'_k = \frac{14,8 \cdot 22}{8 \cdot 63 + 22} = 0,62\%$$

Такой же результат получается при решении примера с помощью номограммы на рис. VI-17; в этом случае, поскольку $z = 0$, величина $\psi = \sigma$.

Пример 24 [328]. Осадок, содержащий в качестве жидкой фазы раствор нитрата кальция, промывается на четырехступенчатой ($n = 4$) противоточной установке водой, содержащей некоторое количество того же вещества. Промывка осуществляется при таких условиях $c'_n = 18\%$; $c'_k = 0,6\%$; $G_n = 100\%$; $G_k = 25\%$; $(c_{п. ж})_n = 0,015$ вес. долей. Определить количество исходной промывной жидкости, а также концентрацию промывной жидкости, уходящей с последней ступени промывки.

Решение

1. Величины λ , σ , z и ψ находим из равенств (IV, 43):

$$\lambda = \frac{100}{25} = 4$$

$$\sigma = \frac{18}{0,6} = 30$$

Для вычисления z сначала определяем из уравнения (VI, 35) величину $c_k = 0,6 : 25 = 0,024$. Отсюда

$$z = \frac{0,015}{0,024} = 0,625$$

$$\psi = \frac{30 - 0,625 \cdot 4}{1 - 0,625} = 73,5$$

2. По номограмме на рис. VI-17 при $\lambda = 4$, $\psi = 73,5$ и $n = 4$ определяем величину d , которая оказывается равной 1,97.

3. Из равенства (VI, 31) находим количество исходной промывной жидкости:

$$V = 1,97 \cdot 25 = 49,2\%$$

4. Количество промывной жидкости, уходящей с последней ступени промывки, определяем из уравнения (VI, 33):

$$\Phi = 49,2 + 100 - 25 = 124,2\%$$

5. Концентрацию извлекаемого вещества в промывной жидкости, уходящей с последней ступени промывки, устанавливаем из соотношения (VI, 41):

$$(c_{п. ж})_k = \frac{18 + 49,2 \cdot 0,015 - 0,6}{124,2} = 0,146$$

ГЛАВА VII ПРОДУВКА ОСАДКОВ

После промывки осадок на фильтровальной перегородке часто продувают воздухом для извлечения из его пор по возможности большего количества промывной жидкости. Аналогичную операцию производят также для удаления фильтра из пор осадка в том случае, если осадок предварительно не промывают. Когда пары вытесняемой из пор жидкости образуют с воздухом взрывчатую смесь, вместо воздуха применяют некоторые другие газы, например двуокись углерода или азот. Продувку воздухом или другим газом осуществляют при разрежении или небольшом избыточном давлении.

В дальнейшем для краткости жидкую фазу, находящуюся в порах осадка, будем называть влагой, содержание этой фазы в осадке — влажностью, а процесс вытеснения жидкой фазы из пор осадка воздухом или другим газом — обезвоживанием.

Поскольку воздух не смешивается с влагой, то в порах осадка при обезвоживании происходит одновременное движение двух фаз. При обезвоживании количество влаги в порах осадка может быть уменьшено только до некоторой предельной величины, называемой остаточной влажностью. Дальнейшего уменьшения влажности осадка можно достигнуть продувкой через его поры предварительно нагретого или осушенного воздуха.

РАСПРЕДЕЛЕНИЕ РАЗЛИЧНЫХ ВИДОВ ВЛАГИ В ОСАДКЕ

Если поверхность частиц осадка смачивается влагой, то взаимодействие между жидкой и твердой фазами является определяющим фактором в образовании различных видов связи между влагой и частицами. В общем случае все виды таких связей могут быть подразделены на химические, физико-химические и механические, причем более легко удаляется из осадка механически связанная влага.

Существует несколько классификаций влаги в осадке по различным видам связи ее с частицами.

Принята [444] следующая классификация: избыточная влага; осмотическая влага; влага, находящаяся в макропорах (диаметр более 0,1 мкм); влага с иммобилизованной структурой; влага, находящаяся в микропорах (диаметр менее 0,1 мкм); влага, адсорбированная в виде полимолекулярной пленки; влага, адсорбированная в виде мономолекулярной пленки.

Указано, что в гравитационном поле из осадка может быть удалена лишь избыточная влага; при обезвоживании под вакуумом из осадка удаляется также осмотическая влага и влага, находящаяся в макропорах; при обезвоживании в центрифугах в осадке остается только влага, находящаяся в микропорах, и адсорбированная влага; все виды влаги могут быть удалены термической сушилкой.

Приведена [12], [156—158] классификация, в соответствии с которой влага в осадке подразделяется на пленочную, капиллярную, поровую связанную и поровую несвязанную.

Пленочная влага (рис. VII-1) удерживается на поверхности частиц остаточными молекулярными силами и перемещается из

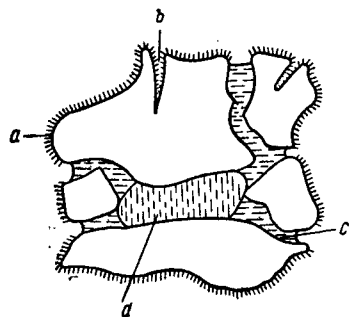


Рис. VII-1. Распределение различных видов влаги в осадке:

а — пленочная; б — капиллярная; в — поровая связанная; г — поровая несвязанная.

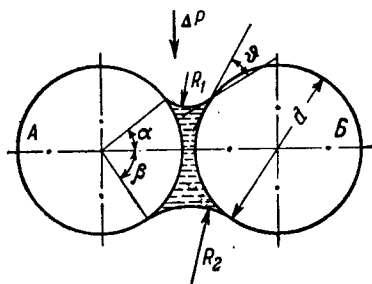


Рис. VII-2. Равновесие между разностью давлений и капиллярными силами при наличии в осадке поровой влаги.

мест с большей толщиной пленки в места с меньшей ее толщиной. Капиллярная влага размещается в узких щелях внутри твердых частиц. Поровая связанная влага находится вблизи точек соприкосновения твердых частиц и ее перемещение зависит от соотношения капиллярных сил и градиента давления воздуха при обезвоживании. Поровая несвязанная влага находится в пространстве между твердыми частицами и ее перемещение также зависит от действия капиллярных сил.

Вблизи места соприкосновения твердых частиц, покрытых пленочной влагой, накапливается связанная поровая влага вследствие перемещения части пленочной влаги. По мере удаления связанной поровой влаги при обезвоживании осадка новая порция пленочной влаги перемещается к местам соприкосновения частиц. Такое перемещение продолжается до наступления равновесного состояния при данных условиях обезвоживания [155].

Таким образом, обезвоживание осадка при продувке его воздухом сводится к удалению из его пор связанной и несвязанной поровой влаги, причем пленочная влага постепенно превращается

в связанную поровую влагу; перемещения капиллярной влаги при этом не происходит.

На рис. VII-2 изображены две равные, почти соприкасающиеся сферические твердые частицы А и Б, между которыми находится связанная поровая влага. В направлении, указанном стрелкой, на влагу действует разность давлений, находящаяся в равновесии с капиллярными силами, направленными в противоположную сторону. В результате этого влага перемещается из своего первоначального положения так, что радиус кривизны мениска R_1 становится меньше радиуса R_2 , а угол смачивания α — меньше угла β . В данном случае величина силы тяжести значительно меньше разности давления и ею можно пренебречь.

В соответствии с уравнением Лапласа [160] на основании геометрических соображений, которые здесь не приводятся, для жидкости, полностью смачивающей твердые частицы (краевой угол смачивания θ равен нулю), можно написать уравнение:

$$\Delta P = \frac{2\sigma}{d} \left(\frac{\cos \alpha}{1 - \cos \alpha} - \frac{\cos \beta}{1 - \cos \beta} \right) \quad (\text{VII, 1})$$

где ΔP — разность давлений, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$;
 σ — поверхностное натяжение, $\text{н} \cdot \text{м}^{-1}$;
 d — диаметр твердых частиц, м .

Из рис. VII-2 и уравнения (VI, 1) можно сделать следующие выводы:

1. По мере уменьшения значения α и соответствующего увеличения β величина ΔP возрастает, однако предельное значение ΔP не становится бесконечно большим, так как при некоторой малой величине α воздух прорывается между твердыми частицами и рассматриваемое уравнение перестает быть справедливым. При уменьшении расстояния между частицами до нуля предельное значение ΔP безгранично возрастает вследствие уменьшения величины α , при которой происходит прорыв воздуха между частицами. Таким образом, необходимая разность давлений в процессе обезвоживания увеличивается при уменьшении размера пор.

2. Величина ΔP уменьшается при увеличении размера твердых частиц и уменьшении поверхностного натяжения.

Не вся связанная поровая влага подвергается действию разности давлений в одинаковой степени. Из рис. VII-3 видно, что при градиенте давления, изменяющемся в направлении, показанном стрелкой, воздухом будет вытесняться только та влага, которая находится в зонах 1 и 2. Влага, находящаяся в зонах 3 и 4, остается в пористом слое, так как она не подвергается действию разности давлений в направлении ее возможного перемещения между частицами. Поэтому обезвоживанием можно удалить только часть связанной поровой влаги, причем количество удаленной влаги можно увеличить путем перемешивания осадка.

Для выяснения особенностей процесса вытеснения несвязанной поровой влаги из пористого слоя при обезвоживании на рис. VII-4

схематически изображена часть поры с сужениями и расширениями. Пренебрегая действием силы тяжести, можно сказать, что в данном случае имеется равновесие между разностью давлений, действующей в направлении стрелки, и капиллярными силами, направленными в обратную сторону и обусловленными различным сечением поры по ее длине.

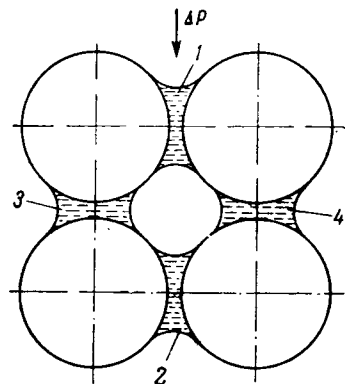


Рис. VII-3. Распределение связанной поровой влаги в различных (1-4) зонах.

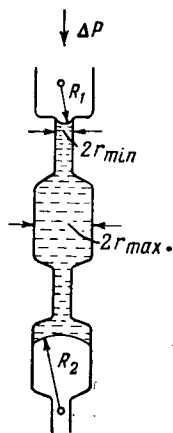


Рис. VII-4. Равновесие между разностью давлений и капиллярными силами при наличии несвязанной поровой влаги в осадке.

На основании несложных геометрических соображений [160] для рассматриваемого случая можно вывести уравнение, аналогичное уравнению (VII, 1):

$$\Delta P = 2\sigma \left(\frac{1}{r_{\min}} - \frac{1}{r_{\max}} \right) \quad (\text{VII, 2})$$

где $r_{\max}$ — радиус наиболее широкого сечения поры;
 $r_{\min}$ — радиус наиболее узкого сечения поры.

Очевидно, что при данной разности давлений влага будет вытесняться только из тех пор, для которых правая часть уравнения (VII, 2) окажется меньше левой. Например, если принять, что $r_{\max}$ значительно больше $r_{\min}$ и пренебречь величиной $1/r_{\max}$, то при $\sigma = 0,0745 \text{ н} \cdot \text{м}^{-1}$ и $\Delta P = 80\,000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$ из этого уравнения получим $r_{\min} = 1,86 \cdot 10^{-6} \text{ м} \approx 2 \text{ мкм}$. Это значит, что при указанных условиях влага вытесняется только из пор, диаметр которых больше приблизительно 4 мкм.

Из рис. VII-4 и уравнения (VII, 2) можно сделать вывод, что величина ΔP уменьшается при увеличении наименьшего радиуса пор и понижении поверхностного натяжения,

Влияние размеров твердых частиц исследовано при обезвоживании мелкозернистого угля на вращающемся барабанном фильтре [161]. Влажность угля после обезвоживания уменьшалась (по отношению к весу влажного материала) приблизительно от 40 до 10% при увеличении размеров частиц угля в пределах 0,5—2,5 мм.

Уменьшение поверхностного натяжения может быть достигнуто добавлением к суспензии различных поверхностно-активных веществ. Установлено, что слой масла толщиной 4 мм понижает поверхностное натяжение воды более чем в 2 раза [156].

НАСЫЩЕНИЕ ОСАДКА ВЛАГОЙ

[117, 152, 153]

При обезвоживании через поры осадка движется двухфазный поток влаги и воздуха. Принимают, что влага смачивает поверхность частиц осадка и движется в виде пленки, соприкасающейся с этой поверхностью. Воздух движется по средней части пор, не соприкасаясь с поверхностью частиц осадка. Это относительно простое движение двухфазного потока осложняется тем, что в действительности не вся влага перемещается в порах (часть влаги удерживается в более мелких порах осадка капиллярными силами).

В дальнейшем изложении использована величина относительной проницаемости осадка по влаге $K_{отн}$, характеризующая отношение объема движущейся влаги к общему объему пор.

В начале обезвоживания, когда поры осадка целиком заполнены влагой, вся влага движется, причем $K_{отн} = 1$. По мере вытеснения влаги воздухом поверхность соприкосновения обеих фаз возрастает, что приводит к повышению роли капиллярных сил и увеличению количества влаги, удерживаемой этими силами в порах осадка, а также к уменьшению величины $K_{отн}$. Принимают, что количество влаги, удерживаемое в порах осадка, приблизительно пропорционально количеству воздуха, находящегося в этих порах. В конце обезвоживания, когда в порах осадка находится только остаточная влага, движение последней прекращается и величина $K_{отн}$ становится равной нулю.

На рис. VII-5 показано распределение неподвижной влаги, движущейся влаги и воздуха в процессе обезвоживания при изменении величины $K_{отн}$ от 1 до 0. Здесь m_v — насыщение осадка влагой, равное отношению общего объема неподвижной и движущейся влаги к объему пор (перед обезвоживанием величина $m_v = 1$); m_n — отношение объема неподвижной влаги к объему пор; m_0 — остаточное насыщение, равное отношению объема неподвижной влаги в конце обезвоживания к объему пор. Очевидно, величина m_n изменяется от 0 в начале до m_0 в конце обезвоживания, а часть объема пор, занятая воздухом, изменяется за то же время от 0 до $1 - m_0$; одновременно с этим величина m_v изменяется от 1 до m_0 . Вертикальная прямая $a - a$ на рис. VII-5 соответствует некоторому промежуточному моменту обезвоживания при $K_{отн} < 1$, когда часть объема пор, занятая неподвижной влагой, достигла величины m_n , а часть объема пор, занятая воздухом увеличилась до $1 - m_n$; одновременно с этим часть объема пор, занятая движущейся влагой, уменьшилась до $m_v - m_n$.

Нетрудно видеть, что неподвижную влагу целесообразно исключить при рассмотрении двухфазного потока в процессе обезвоживания и учитывать величину эффективного насыщения m_e , равную отношению объема движущейся жидкости к общему объему той же жидкости и воздуха. В соответствии с рис. VII-5 для любого момента обезвоживания имеем:

$$m_e = \frac{m_v - m_n}{m_v - m_n + 1 - m_v} = \frac{m_v - m_n}{1 - m_n}$$

Предполагая, что объем неподвижной влаги в осадке пропорционален объему воздуха, можно написать:

$$\frac{m_n}{1 - m_n} = \frac{m_o}{1 - m_o}$$

Подставляя значение m_n из этого уравнения в предыдущее, получим:

$$m_n = \frac{m_n - m_o}{1 - 2m_o + m_n m_o} \quad (\text{VII, 3})$$

Величину остаточного насыщения в каждом отдельном случае целесообразно определять из опыта. Если это невозможно, то величину m_o следует находить по критерию капиллярности K_p из следующего эмпирического уравнения:

$$m_o = a K_p^{-0,264} \quad (\text{VII, 4})$$

Здесь

$$K_p = \frac{\Delta P}{r_o h_{oc} \sigma} \quad (\text{VII, 5})$$

Числитель правой части уравнения (VII, 5) представляет собой фактор, способствующий удалению влаги из пор осадка, а в знаменателе входят факторы, затрудняющие удаление влаги из пор.

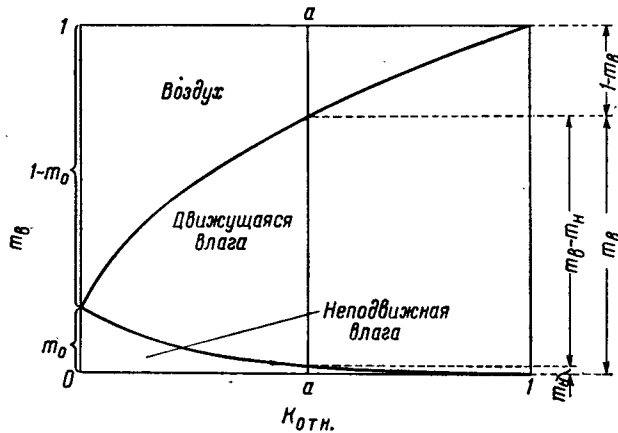


Рис. VII-5. Распределение влаги и воздуха в порах осадка при обезвоживании.

Уравнение (VII, 4) получено на основании опытов, проведенных при значительной толщине пористых слоев, но оно может быть использовано и для расчетов процесса обезвоживания осадков на фильтре. В этом случае при $h_{oc} < 50$ мм постоянная a в уравнении (VII, 4), учитывающая концевые эффекты, принимается равной 0,025 (под концевыми эффектами понимают влияние процессов, протекающих при входе жидкости в поры осадка и выходе из них).

ЗАВИСИМОСТЬ НАСЫЩЕНИЯ ОСАДКА ВЛАГОЙ ОТ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ

Материальный баланс стадии обезвоживания (для 1 м² поверхности фильтрования) можно выразить простым уравнением:

$$-dm_n = \frac{dq_n}{\epsilon h_{oc}} \quad (\text{VII, 6})$$

где q_n — объем влаги, отнесенный к 1 м² поверхности фильтрования, м;
 ϵ — пористость осадка.

Из уравнения (VII, 3) следует:

$$m_n = \frac{m_n - 2m_n m_o + m_o}{1 - m_n m_o} \quad (\text{VII, 7})$$

После дифференцирования уравнения (VII, 7) по m_n и подстановки значения dm_n в уравнение (VII, 6) получим:

$$-\left[\frac{1 - m_o}{1 - m_n m_o}\right]^2 dm_n = \frac{dq_n}{\epsilon h_{oc}}$$

Обозначая скорость и продолжительность процесса обезвоживания соответственно через $W_{об}$ и $\tau_{об}$ и принимая во внимание, что $W_{об} = dq_n/d\tau_{об}$, можно написать:

$$d\tau_{об} = -\frac{\epsilon h_{oc}}{W_{об}} \left[\frac{1 - m_o}{1 - m_n m_o}\right]^2 dm_n \quad (\text{VII, 8})$$

При обезвоживании влага в порах осадка обычно движется ламинарно. При этом скорость обезвоживания $W_{об}$ оказывается пропорциональной скорости фильтрования W при тех же условиях. Зависимость между обеими скоростями выражается эмпирическим уравнением:

$$W_{об} = W m_n^y \quad (\text{VII, 9})$$

где y — показатель степени, зависящий от размера твердых частиц осадка.

Скорость фильтрования при условии, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь, находится из уравнения (II, 11):

$$W = \frac{\Delta P}{\mu r_o h_{oc}} \quad (\text{VII, 10})$$

Из уравнений (VII, 8) — (VII, 10) получаем основное дифференциальное уравнение, решаемое графически:

$$d\tau_{об} = -\frac{\epsilon \mu r_o h_{oc}^2}{\Delta P} \left[\frac{1 - m_o}{1 - m_n m_o}\right]^2 \frac{dm_n}{m_n^y} \quad (\text{VII, 11})$$

Выражение $[(1 - m_o)/(1 - m_n m_o)]^2$ в уравнении (VII, 11) превращается в единицу при $m_n = 1$ и становится равным $(1 - m_o)^2$ при $m_n = 0$. Поскольку указанное выражение всегда близко к единице, то в качестве достаточно хорошего приближения можно принять среднее арифметическое из его предельных значений: $\left[\frac{(1 - m_o)^2 + 1}{2}\right]$. Считая эту величину постоянной в данных условиях обезвоживания и подставив ее вместо рассмотренного выражения в уравнение (VII, 11), получим:

$$d\tau_{об} = -\frac{\epsilon \mu r_o h_{oc}^2}{\Delta P} \left[\frac{(1 - m_o)^2 + 1}{2}\right] \frac{dm_n}{m_n^y}$$

После интегрирования этого уравнения в пределах от 0 до $\tau_{об}$ и от 1 до m_n находим:

$$\frac{\tau_{об}}{C_{об}} = \left[\frac{(1 - m_o)^2 + 1}{2}\right] \frac{m_n^{1-y}}{y - 1} \quad (\text{VII, 12})$$

где фактор обезвоживания

$$C_{об} = \frac{\epsilon \mu r_o h_{oc}^2}{\Delta P} \quad (\text{VII, 13})$$

Фактор обезвоживания $C_{об}$ имеет размерность времени и объединяет переменные, оказывающие влияние на движение влаги в порах осадка. Экспериментально установлено, что показатель степени y изменяется от 2,0 (для частиц размером 1,8 мм) до 3,0 (для частиц размером 0,09 мм). На основании этого среднее значение y можно принять равным 2,5.

В координатах $\tau_{об}/C_{об} - m_b$ для различных значений m_0 построен ряд кривых (рис. VII-6), причем величины $\tau_{об}/C_{об}$ вычислены по уравнению (VII, 12)

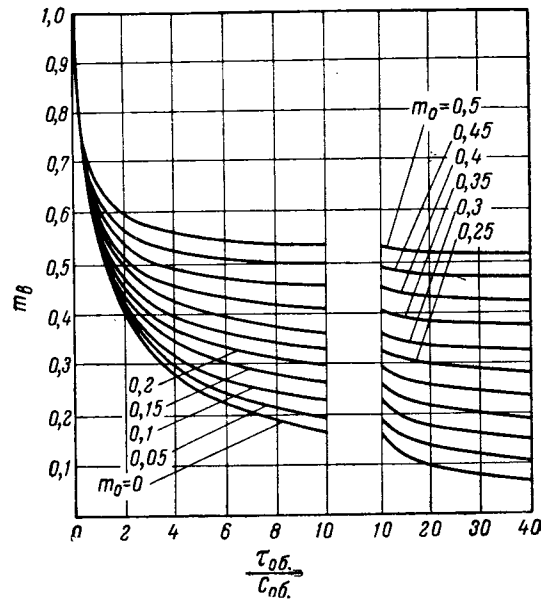


Рис. VII-6. График для определения насыщения осадка влагой в зависимости от продолжительности обезвоживания.

при $y = 2,5$, а соответствующие им величины m_b найдены по уравнению (VII, 7). Эти кривые позволяют определить насыщение осадка влагой в зависимости от продолжительности обезвоживания в данных условиях.

ОБЪЕМ ПРОДУВАЕМОГО ВОЗДУХА

В процессе обезвоживания скорость воздуха быстро возрастает от нуля до наибольшего значения, пределом которого является скорость воздуха при продувании его через сухой осадок.

Количество воздуха, проходящего через осадок одновременно с влагой, можно определить графическим интегрированием в координатах: мгновенная скорость движения воздуха — продолжительность обезвоживания. Мгновенная скорость движения воздуха, соответствующая различным значениям продолжительности обезвоживания, может быть вычислена на основании экспериментальных данных, выраженных в виде графических закономерностей. Однако эту операцию можно упростить, принимая во внимание, что движение воздуха в порах осадка при обезвоживании происходит в области ламинарного режима или в области начала перехода от ламинарного режима к турбулентному. Для ламинарного режима интегрирование может быть выполнено в общем случае.

Скорость движения воздуха $W_{воз}$ при ламинарном однофазном потоке определяется из уравнения (V, 29), которое в данном случае будет иметь вид:

$$W_{воз} = \left[\frac{d^2 e^t}{32} \right] \frac{\Delta P}{\mu_{воз} h_{ос}} \quad (VII, 14)$$

где $\mu_{воз}$ — вязкость воздуха, $\text{н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$.

Для перехода к скорости движения воздуха $W'_{воз}$ при ламинарном двухфазном потоке в уравнение (VII, 14) вместо величины e необходимо подставить значение «влажной» пористости осадка e'' , учитывающей уменьшение объема пор вследствие наличия в них влаги:

$$e'' = e \frac{1 - m_b}{1 - m_0} \quad (VII, 15)$$

Принимая во внимание, что показатель степени t мало изменяется при переходе от сухого осадка к влажному, получим:

$$W'_{воз} = \left[\frac{d^2 e^t}{32} \left(\frac{1 - m_b}{1 - m_0} \right)^t \right] \frac{\Delta P}{\mu_{воз} h_{ос}}$$

Из последнего равенства и уравнения (VII, 14) находим:

$$\frac{W'_{воз}}{W_{воз}} = \left(\frac{1 - m_b}{1 - m_0} \right)^t \quad (VII, 16)$$

Пользуясь уравнениями (VII, 3), (VII, 12) и (VII, 16), можно построить в координатах $W'_{воз}/W_{воз} - \tau_{об}/C_{об}$ кривые для всего диапазона изменений m_b при разных значениях m_0 .

Графическим интегрированием, выполненным с помощью полученных кривых, находим объем воздуха $V_{воз}$, продуваемого через поры осадка при обезвоживании. Действительно

$$\int_0^{\tau_{об}/C_{об}} \left(\frac{W'_{воз}}{W_{воз}} \right) d \left(\frac{\tau_{об}}{C_{об}} \right) = \int_0^{\tau_{об}/C_{об}} \frac{W'_{воз} d\tau_{об}}{W_{воз} C_{об}} = \frac{V_{воз}}{C_{об}}$$

где фактор $C_{воз} = W_{воз} C_{об}$ имеет размерность $\text{м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$.

Принимая во внимание уравнение (V, 30), а также уравнения (VII, 13) и (VII, 14), можно написать:

$$C_{воз} = \frac{\Delta P}{\mu_{воз} r_{ос} h_{ос}} \cdot \frac{e \mu r_{ос} h_{ос}^2}{\Delta P} = e h_{ос} \frac{\mu}{\mu_{воз}} \quad (VII, 17)$$

На рис. VII-7 в безразмерных координатах $\tau_{об}/C_{об} - V_{воз}/C_{воз}$ показаны кривые для различных значений m_0 . При построении этих кривых были приняты средние значения $t = 4,0$ и $y = 2,5$. Из рис. VII-7 можно быстро определить объем воздуха, продуваемого через осадок поверхностью 1 м^2 при обезвоживании (ламинарный режим).

Опытным путем найдено, что ламинарный режим движения воздуха в порах осадка сохраняется до тех пор, пока значение модифицированного критерия Рейнольдса Re_m не превысит 100. Величину этого критерия находят из равенства:

$$Re_m = \frac{W'_{воз} d \gamma_{воз} C_{п.с}}{\mu_{воз} g} \quad (VII, 18)$$

В уравнении (VII, 18) фактор $C_{п.с}$ зависит от пористости осадка и сphericности твердых частиц во влажном состоянии. Величина этого фактора определяется с помощью экспериментальных графиков.

Ориентировочные расчеты показывают, что величина Re_m практически обычно не превышает 100, если размер твердых частиц не выше 0,05 мм и удельное объемное сопротивление осадка r_0 больше 10^{11} м^{-2} . При более крупных частицах или меньшем удельном объемном сопротивлении воздух в порах осадка движется в области начала перехода к турбулентному режиму. Поэтому в таких случаях при расчете объема продуваемого воздуха следует вводить поправку на турбулентность.

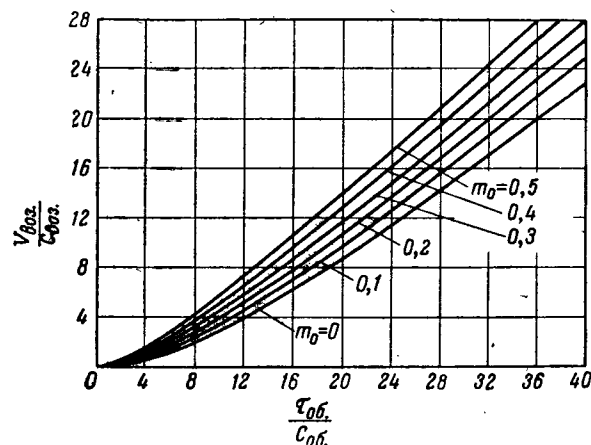


Рис. VII-7. График для определения объема продуваемого воздуха в зависимости от продолжительности обезвоживания.

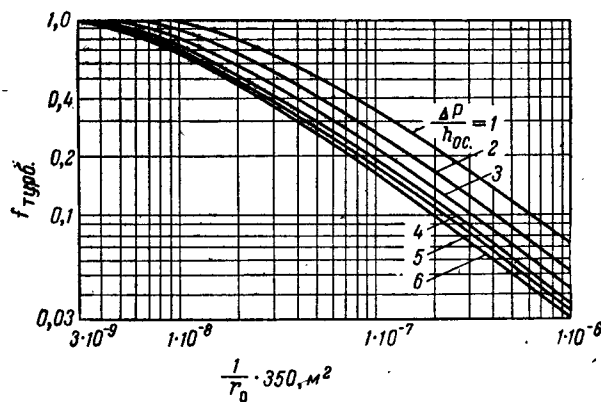


Рис. VII-8. График для определения поправки на турбулентность $f_{турб}$.

На рис. VII-8 изображены кривые, показывающие зависимость значений поправки на турбулентность $f_{турб}$ от величины удельного объемного сопротивления осадка и отношения $\Delta P / h_{ос}$, причем разность давлений выражена в мм рт. ст., а толщина осадка — в мм [12]. Если движение воздуха происходит в области начала перехода к турбулентному режиму, то объем воздуха, вычисленный описанным выше способом для ламинарного режима, следует умножить на величину поправки $f_{турб}$, найденной на рис. VII-8.

Как отмечено в предыдущей главе, в процессе промывки осадков на непрерывнодействующих фильтрах возникает двухфазный поток жидкость — воздух. Объем воздуха, продуваемого во время промывки через поры осадка, в данном случае можно подсчитать более простым способом, чем для стадии обезвоживания. Это объясняется тем, что в отличие от стадии обезвоживания скорость движения воздуха во время промывки остается приблизительно постоянной, поскольку скорость поступления промывной жидкости поддерживается неизменной. Таким образом, в указанном случае достаточно определить постоянную скорость движения воздуха и умножить ее на продолжительность стадии промывки.

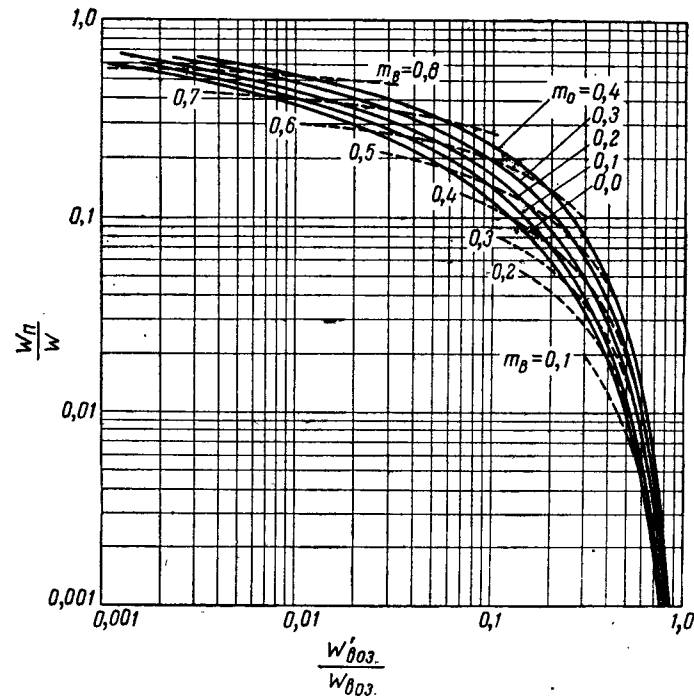


Рис. VII-9. Зависимость величины $W'_{воз} / W_{воз}$ от отношения $W_{п} / W$ для различных значений $m_в$ и m_0 .

Насыщение осадка влагой в процессе промывки зависит от скорости поступления промывной жидкости и разности давлений, а также от свойств осадка и промывной жидкости. Зависимость отношения скорости движения воздуха при двухфазном потоке к скорости движения воздуха при однофазном потоке от насыщения осадка влагой при промывке и остаточного насыщения выражается уравнением (VII, 16). Зависимость отношения скорости движения жидкости при двухфазном потоке к скорости ее движения при однофазном потоке от эффективного насыщения осадка влагой при промывке можно получить из уравнения (VII, 9):

$$\frac{W_{п}}{W} = m_y^y \quad (\text{VII}, 19)$$

Величину насыщения осадка влагой m_y во время промывки находят из уравнения (VII, 7). Для этого, выбирая подходящую скорость поступления

промывной жидкости W_n и вычисляя по уравнению (VII, 10) скорость движения жидкости при однофазном потоке W' , из уравнения (VII, 19) находят значение m_0 ; величину m_0 определяют опытным путем или вычисляют по уравнению (VII, 4).

После этого из уравнения (VII, 16) определяют скорость движения воздуха $W'_{\text{воз}}$ через поры осадка во время промывки. Зависимость между отношениями скоростей движения воздуха $W'_{\text{воз}}/W_{\text{воз}}$ и жидкости W_n/W для различных значений m_n и m_0 показана на рис. VII-9.

Относительно поправки на турбулентность здесь можно сказать то же, что было уже отмечено при рассмотрении процесса обезвоживания.

При выполнении расчета целесообразно сначала определить объем воздуха, продуваемого во время каждой стадии процесса через осадок поверхностью 1 м² (принимая ламинарный режим движения воздуха в порах), а затем найти общий объем продуваемого воздуха для всех стадий при тех же условиях и умножить этот общий объем на величину поправки $f_{\text{турб.}}$ и величину поверхности фильтрования.

Закономерности процессов обезвоживания и промывки использованы в примере расчета вращающегося барабанного вакуум-фильтра (стр. 408).

О ПРАКТИЧЕСКИХ РАСЧЕТАХ ОПЕРАЦИИ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ ОСАДКОВ НА ФИЛЬТРАХ ПЕРИОДИЧЕСКОГО И НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Как уже отмечалось (стр. 176), закономерности операции промывки осадков отличаются в зависимости от того, находится ли над осадком слой промывной жидкости или эта жидкость поступает на него в диспергированном виде из разбрызгивающих устройств.

Операция обезвоживания осадков продувкой выполняется в условиях, приблизительно одинаковых для всех фильтров, и характеризуется движением в порах осадка двухфазной системы газ — жидкость.

Рассмотренные выше зависимости для определения степени насыщения осадка влагой и объема продуваемого воздуха, а также пример их использования для расчета барабанного вакуум-фильтра показывают, что относящиеся к ним закономерности очень сложны. При практическом применении этих закономерностей придется выполнять для каждого осадка опыты (например, определять величину остаточного насыщения) или ограничиться приближенными результатами — например, вычислять критерий капиллярности по эмпирическому уравнению (VII, 5) или принимать в уравнении (VII, 12) среднее значение показателя степени.

Следует отметить, что упомянутые зависимости становятся тем менее определенными, чем меньше размер частиц осадка, вследствие возрастающего влияния физико-химических факторов, которые в этих зависимостях особо не учитываются. Все вышесказанное объясняет, почему эти зависимости не получили должного практического применения.

Для практических расчетов рекомендовано применять более простые эмпирические зависимости или находить продолжительность обезвоживания и объем продуваемого воздуха непосред-

ственно из опыта. Описан [1 (стр. 427), 154, 159] простой эмпирический метод определения влажности осадка в зависимости от корреляционного фактора J , выражаемого равенством

$$J = \frac{\tau_{\text{об}} \Delta P W'_{\text{воз}}}{h_{\text{ос}} S \mu} \quad (\text{VII, 20})$$

При построении графиков функции $\omega = f(J)$, где ω — влажность осадка, получаются кривые, по виду напоминающие кривые на рис. VII-6. Из таких графиков следует, что существует значение J , выше которого влажность осадка уменьшается незначительно. Зная предельное значение J , можно подобрать оптимальные условия обезвоживания. В частности, возможно установить, как целесообразно изменить переменные, входящие в выражение J , чтобы предельное значение его оставалось неизменным при изменении толщины осадка. Необходимо иметь в виду, что сведения об обезвоживании данного осадка не могут быть перенесены на другие осадки.

Применительно к обезвоживанию осадков на барабанных вакуум-фильтрах с верхней подачей суспензии дан [337] аналогичный способ выражения влажности осадка в зависимости от безразмерного корреляционного фактора J' , определяемого равенством

$$J' = \frac{\tau'_{\text{об}} \Delta P W'_{\text{воз}}}{g_{\text{ос}}} \quad (\text{VII, 21})$$

Фильтры с верхней подачей суспензии предназначены для разделения суспензий, содержащих достаточно крупные и тяжелые, быстро оседающие твердые частицы (например, концентраты железных руд), которые трудно поддерживать во взвешенном состоянии в обычных барабанных вакуум-фильтрах с нижней подачей суспензии. В связи с тем, что получаемые при этом осадки отличаются относительно большим размером пор, скорость воздуха в последних может достигать значительной величины. Поэтому для обеспечения экономичной работы указанных фильтров имеет значение не только правильный выбор остаточной влажности, но и нахождение целесообразной скорости воздуха, которая для данного осадка зависит от толщины его слоя и разности давлений.

На основании лабораторных опытов [346] по обезвоживанию осадков, состоящих из кристаллических тонкоизмельченных частиц концентрата железной руды, ультрамарина, пресноводной извести, при разности давлений 10^5 — $4 \cdot 10^5$ н · м⁻² и толщине слоя осадка 1 — 3,75 мм найдено соотношение:

$$\omega = \frac{\omega (h_{\text{ос}})^\eta}{(\Delta P)^\rho (\tau_{\text{об}})^\Delta} \quad (\text{VII, 22})$$

где ω — влажность осадка;
 $\omega, \eta, \rho, \Delta$ — постоянные для данного осадка.

Отмечено, что уравнение применимо лишь для кристаллических осадков, не растрескивающихся в результате обезвоживания, а также при условии, что разность давлений при фильтровании не превышает соответствующей разности при обезвоживании.

Своеобразный способ [338, 339] уменьшения влажности представляет собой продувание осадка на фильтре слегка перегретым водяным паром. Этот способ может быть применен при наличии обычного фильтровального оборудования, в частности, для обезвоживания угля и минеральных продуктов, и отличается достаточной простотой и экономичностью. При этом слегка перегретый водяной пар можно получить редуцированием давления насыщенного пара до атмосферного. Недостатком рассматриваемого способа является то, что осадок не может быть высушен до полного отсутствия влаги, а также необходимость иметь генератор водяного пара.

Закономерности сушки осадка перегретым водяным паром в настоящее время исследованы недостаточно. Существует указание, что уменьшение содержания влаги в осадке в этом случае в основном обуславливается не испарением ее, а нагреванием с заметным понижением вязкости.

В результате опытов установлено, что применение перегретого пара заметно уменьшает содержание влаги в осадке, причем влажность осадка тем меньше, чем крупнее частицы осадка; температура в осадке резко повышается до 90—100°С в первый период сушки, а затем остается почти постоянной.

На основании других опытов с концентратами сульфидных руд, минералами, углем, неорганическими и органическими продуктами установлено, в частности, что остаточная влажность осадка зависит от корреляционного фактора (стр. 229).

ОБ ОБЕЗВОЖИВАНИИ ОСАДКОВ НА ФИЛЬТРАХ НАГРЕТЫМ ВОЗДУХОМ

Для дополнительного обезвоживания осадка можно пропускать через него нагретый воздух, в результате чего из осадка частично удаляется наиболее прочно связанная влага.

Целесообразность такой операции можно пояснить на следующем примере [162]. При обезвоживании керамического шликера на барабанном вакуум-фильтре без предварительного нагревания воздуха влажность осадка составляет 37%. При обезвоживании шликера в тех же условиях, но с использованием воздуха, предварительно нагретого до 105°С, влажность осадка на фильтре уменьшается до 30%, что облегчает последующее транспортирование осадка к сушильным устройствам.

Закономерности обезвоживания осадка на фильтре нагретым воздухом исследованы недостаточно.

Процесс сушки осадков на фильтре можно разделить [163] на два периода. Во время первого, отличающегося наибольшей скоростью сушки, из слоя осадка уходит воздух, насыщенный влагой в адиабатических условиях, поскольку поверхность контакта достаточна для массопередачи от жидкой фазы к газообразной. При этом внутри осадка создается относительно узкая зона испарения, которая постепенно перемещается от границы осадка с воздухом к границе его с фильтровальной перегородкой. Во время второго периода скорость сушки постепенно уменьшается, и из слоя осадка уходит воздух, не насыщенный влагой. Окончание первого периода и начало второго соответствует моменту, когда перемещающаяся зона испарения достигает границы осадка с фильтровальной перегородкой. Существование перемещающейся зоны испарения в течение первого периода соответствует экспериментальному наблюдению, подтверждающему, что скорость сушки осадка нагретым воздухом не зависит от толщины слоя осадка, если сопротивление его не очень велико.

Математическим анализом для второго периода процесса сушки установлена зависимость между скоростью сушки и влагосодержанием осадка:

$$\frac{W''_c}{W'_c} = 1 - e^{-y_c c_2} \quad (\text{VII, 23})$$

где W''_c — переменная скорость сушки во втором периоде (при c_2), $\text{н} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1}$;

W'_c — постоянная наибольшая скорость сушки в первом периоде, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1}$;

c_2 — переменное влагосодержание осадка во втором периоде сушки, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$.

Величина y_c в уравнении (VII, 23), называемая фактором сушки, на основании результатов экспериментального исследования выражается уравнением

$$y_c = A \text{Re}_m^{0,215} d^{-0,35} c_2^{-0,36} \quad (\text{VII, 24})$$

где A — постоянная, определяемая опытным путем.

В уравнение (VII, 24) входит модифицированный критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_m = \frac{W_{в.в} d}{\mu_{возг}} \quad (\text{VII, 25})$$

где $W_{в.в}$ — весовая скорость движения воздуха, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1}$.

На основе приведенных и других (полученных экспериментально) закономерностей разработан способ расчета процесса сушки осадков на фильтрах, в частности на вращающемся барабанном вакуум-фильтре [164].

В работе [337] дан анализ процесса сушки осадков нагретым воздухом применительно к барабанным вакуум-фильтрам с верхней подачей суспензии при использовании упоминавшегося ранее безразмерного корреляционного фактора (стр. 229).

НАИБОЛЬШАЯ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ И ЭКОНОМИЧНОСТЬ ДЕЙСТВИЯ ФИЛЬТРОВ

НАИБОЛЬШАЯ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ ПЕРИОДИЧЕСКИДЕЙСТВУЮЩИХ ФИЛЬТРОВ ПРИ ПОСТОЯННОЙ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ

Основное уравнение фильтрования (II, 5) показывает, что при прочих равных условиях скорость фильтрования тем больше, чем меньше объем полученного фильтрата или толщина слоя осадка на фильтровальной перегородке. Поэтому для повышения производительности фильтра необходимо стремиться к возможно быстрому удалению осадка с фильтровальной перегородки. Однако это вполне справедливо только для фильтров непрерывного действия, так как во время удаления осадка с фильтровальной перегородки фильтров периодического действия процесс разделения суспензии прерывается.

Полный цикл работы на периодически действующих фильтрах состоит обычно из операций подготовки фильтра, загрузки суспензии, фильтрования, промывки осадка, продувки через его поры воздуха и разгрузки осадка. Фильтрование, промывку и продувку осадка называют основными операциями, а подготовку фильтра, загрузку суспензии и разгрузку осадка — вспомогательными. Как видно из предыдущих глав, продолжительность основных операций связана определенными закономерностями с объемом фильтрата или пропорциональной этому объему толщиной слоя осадка. Аналогичных закономерностей для вспомогательных операций не существует, так как продолжительность этих операций зависит главным образом от конструкции фильтра и условий его эксплуатации. В дальнейшем сделано допущение, что для каждого данного фильтра продолжительность вспомогательных операций является величиной практически постоянной независимо от толщины слоя образовавшегося осадка. Такое допущение не вносит существенной погрешности в результаты расчета наибольшей производительности фильтра.

Для увеличения производительности фильтра по основным операциям целесообразно как можно чаще повторять циклы его работы, подавая на фильтр по возможности небольшие порции суспензии. Однако частое повторение циклов работы фильтра обуславливает столь же частое повторение вспомогательных операций. Таким образом, нетрудно предположить, что в каждом случае существует

такая продолжительность цикла работы, при которой фильтр обладает наибольшей производительностью.

Первоначально наибольшая производительность фильтра определялась путем нахождения максимума на кривой, построенной в координатах продолжительность основных операций — средняя производительность фильтра в единицу времени за весь цикл его работы. При этом данные для построения указанной кривой находили опытным путем или рассчитывали с помощью основных уравнений фильтрования, что требовало значительного времени.

Предложен общий аналитический метод оценки наибольшей производительности фильтра при постоянной разности давлений [165, 166]. В дальнейшем этот метод был рассмотрен в ряде других работ [39, 167—170, 340].

Сущность аналитического метода состоит в следующем: находят функциональную зависимость средней производительности фильтра в единицу времени за весь цикл его работы от продолжительности основных операций и обычным путем определяют максимальное значение функции. Для применения этого метода необходимо, чтобы зависимость продолжительности операций промывки и продувки осадка от количества получаемого фильтрата или продолжительности операции фильтрования могла быть выражена достаточно простым уравнением.

Рассмотрим общий случай определения наибольшей производительности фильтра при постоянной разности давлений, когда цикл его работы включает операции фильтрования, промывки и продувки осадка. Примем, что закономерность операции фильтрования соответствует уравнению (II, 6), а закономерности операций промывки и продувки осадка — уравнениям (VI, 8) и (VII, 12). Примем также, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь, поскольку в настоящее время неизвестно уравнение, выражающее закономерность операции продувки с учетом этого сопротивления. Использование данного метода с учетом величины $R_{ф.п}$ при наличии в цикле работы фильтра операции фильтрования [166] или операций фильтрования и промывки [169] принципиально не отличается от применения этого метода для рассматриваемого случая.

Прежде всего необходимо установить зависимость продолжительности всех трех операций от количества получаемого фильтрата, приняв все условия фильтрования постоянными.

Продолжительность операции фильтрования находим из уравнений (II, 6) при $R_{ф.п} = 0$:

$$\tau = \frac{1}{2} A q^2 \quad (\text{VIII, 1})$$

Здесь

$$A = \frac{\mu r_0 x_0}{\Delta P} \quad (\text{VIII, 2})$$

Заменяя отношение $V_{п.ж}/V_0$ на равное отношение $q_{п.ж}/q_0$, из уравнения (VI, 8) получим:

$$q_{п.ж} = \frac{0,25q_0}{1 - \frac{G}{G_0}}$$

Учитывая равенство $q_0 = \epsilon x_0 q$, можно написать:

$$q_{п.ж} = Bq \quad (\text{VIII, 3})$$

Здесь

$$B = \frac{0,25\epsilon x_0}{1 - \frac{G}{G_0}} \quad (\text{VIII, 4})$$

Поскольку промывка по существу является фильтрованием при неизменной толщине слоя осадка, то, подставив в уравнение (II, 12) вместо q значение $q_{п.ж}$ из уравнения (VIII, 3) и приняв вязкости промывной жидкости и фильтрата одинаковыми, после преобразований находим уравнение, выражающее зависимость продолжительности операции промывки от количества фильтрата, получаемого за операцию фильтрования:

$$\tau_{п} = AB^2q^2 \quad (\text{VIII, 5})$$

Из уравнений (VII, 12) и (VII, 13) с учетом равенства $h_{ос} = x_0 q$ после преобразований получим уравнение, выражающее зависимость продолжительности операции продувки от количества получаемого фильтрата:

$$\tau_{об} = ACq^2 \quad (\text{VIII, 6})$$

Здесь

$$C = \left[\frac{(1 - m_0)^2 + 1}{2} \right] \frac{m_0^{1-y} - 1}{y-1} \epsilon x_0 \quad (\text{VIII, 7})$$

Общая продолжительность всех трех операций составит:

$$\tau_{осн} = \tau + \tau_{п} + \tau_{об} = Dq^2 \quad (\text{VIII, 8})$$

или

$$q = \sqrt{\frac{\tau_{осн}}{D}} \quad (\text{VIII, 9})$$

Здесь

$$D = A \left(\frac{1}{2} + B^2 + C \right) \quad (\text{VIII, 10})$$

Отрицательный корень в уравнении (VIII, 9) не имеет физического смысла ввиду положительного характера величины q .

Среднюю производительность фильтра в единицу времени за весь цикл его работы можно охарактеризовать условной средней скоростью фильтрования, под которой понимают частное от деления количества фильтрата, полученного за 1 цикл работы фильтра с 1 м² поверхности фильтрования, на общую продолжительность

цикла $\tau_{ц} = \tau_{осн} + \tau_{всп}$:

$$W_{усл} = \frac{\sqrt{\frac{\tau_{осн}}{D}}}{\tau_{осн} + \tau_{всп}} \quad (\text{VIII, 11})$$

Для определения максимального значения величины $W_{усл}$ уравнение (VIII, 11) следует продифференцировать по $\tau_{осн}$ и первую производную приравнять нулю. После предварительных преобразований и дифференцирования этого уравнения получаем:

$$\frac{dW_{усл}}{d\tau_{осн}} = \frac{\tau_{всп} - \tau_{осн}}{2\sqrt{D\tau_{осн}}(\tau_{осн} + \tau_{всп})^2} \quad (\text{VIII, 12})$$

Поскольку знаменатель правой части уравнения (VIII, 12) не равен нулю

$$\tau_{всп} - \tau_{осн} = 0$$

или

$$\tau_{осн} = \tau_{всп} \quad (\text{VIII, 13})$$

Вторая производная при $\tau_{осн} = \tau_{всп}$ оказывается отрицательной величиной. Таким образом, можно сказать, что при $\tau_{осн} = \tau_{всп}$ величина $W_{усл}$ достигает максимума. Другими словами, если не учитывать сопротивления фильтровальной перегородки, то наибольшая производительность фильтра достигается при равенстве продолжительности основных и вспомогательных операций.

Установлено, что при значительном сопротивлении фильтровальной перегородки наибольшая производительность фильтра достигается при $\tau_{осн} > \tau_{всп}$. Например, при отсутствии в цикле работы фильтра операций промывки и продувки справедливо уравнение [166]:

$$\tau_{осн} = \tau_{всп} + 2 \sqrt{\frac{\mu R_{ф.п}^2}{2 \Delta P \tau_{осн} x_0}} \tau_{всп} \quad (\text{VIII, 14})$$

Для упрощения вычислений уравнение (VIII, 14) целесообразно представить в безразмерной форме и выразить в виде графической зависимости. Разделив обе части этого уравнения на $\tau_{всп}$, можно написать:

$$s = 1 + 2Fl_1^{0.5} \quad (\text{VIII, 15})$$

где $s = \tau_{осн}/\tau_{всп}$;

$$Fl_1 = \frac{\mu R_{ф.п}^2}{2 \Delta P \tau_{всп} \tau_{осн} x_0} - \text{критерий фильтрования.}$$

Критерий Fl_1 изменяется от нуля при $R_{ф.п} = 0$ до значительной величины при возрастании вязкости жидкой фазы суспензии и величины $R_{ф.п}$ или уменьшении разности давлений, продолжительности вспомогательных операций, удельного сопротивления осадка и отношения объема осадка к объему фильтрата. Для практических расчетов можно принять, что критерий Fl_1 изменяется в пределах 0—10. На рис. VIII-1 для этих пределов показана соответствующая уравнению (VIII, 15) графическая зависимость s от Fl_1 .

позволяющая быстро оценивать продолжительность операции фильтрования при наибольшей производительности фильтра.

При определении наибольшей производительности фильтра необходимо учитывать, что толщина слоя осадка, образующегося за операцию фильтрования, не должна превышать предельного значения, обусловленного размерами аппарата. Так, для плиточно-рамного фильтрпресса это предельное значение соответствует половине толщины рамы.

Способ нахождения наибольшей производительности фильтра периодического действия пояснен в примере расчета нутча (стр. 395).

Если продолжительности операций промывки и продувки принимаются приближенно постоянными и независимыми от длительности операции фильтрования, то они присоединяются к продолжительности вспомогательных операций. В этом случае расчет наибольшей производительности фильтра аналогичен его расчету без

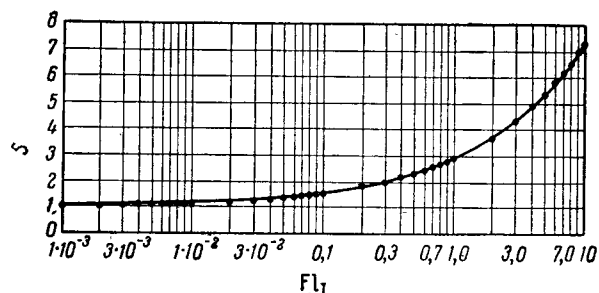


Рис. VIII-1. Зависимость величины s от критерия F_{L1} .

операций промывки и продувки, причем используются уравнения (VIII, 13) — (VIII, 15), где под $\tau_{всп}$ понимается сумма продолжительностей вспомогательных операций и операций промывки и продувки.

В связи с уравнением (VIII, 14) следует отметить, что получено [432] аналогичное соотношение, учитывающее влияние концентрации разделяемой суспензии c_0 н · м⁻³ на максимальную производительность фильтра по твердой фазе. После небольших преобразований это соотношение может быть приведено к виду:

$$\tau_{осн} = \tau_{всп} + k \sqrt{\frac{1}{c_0} - \frac{1}{(1-\epsilon)\gamma_T}}$$

(VIII, 15a)

$$k = 2 \sqrt{\frac{\mu R_{ф.п}^2}{2 \Delta P r_B} \tau_{всп}}$$

Установлено, что при увеличении концентрации суспензии повышаются оптимальная толщина осадка и максимальная производительность по осадку, но снижаются оптимальное время фильтрования и максимальная производительность по фильтрату.

Пределами применения уравнения (VIII, 15a) являются следующие гипотетические процессы: фильтрование чистой жидкости, когда $c_0 = 0$ и $\tau_{осн} \rightarrow \infty$; поступление на фильтр осадка, когда $1/c_0 = 1/[(1-\epsilon)\gamma_T]$ и $\tau_{осн} = 0$.

Был рассмотрен частный, но более сложный случай определения наибольшей производительности периодически действующего патронного сгустителя, при работе которого попеременно проводятся операции фильтрования и удаления осадка с фильтровальной перегородки обратным потоком фильтрата [6]. Расчет наибольшей производительности в данном случае осложняется тем, что необходимо учитывать не только сопротивление фильтровальной перегородки (поскольку при отсутствии такого сопротивления скорость движения обратного потока фильтрата становится бесконечно большой), но и объем фильтрата, поступающего обратно в суспензию во время операции удаления осадка.

Способ определения наибольшей производительности патронного сгустителя дан в примере на стр. 402.

Существуют сгустители, работающие по принципу реверсивного фильтрования и отличающиеся периодическим изменением направления потока фильтрата без прекращения действия сгустителя [172]. При этом осадок образуется попеременно на обеих сторонах фильтровальной перегородки и удаляется с нее потоком фильтрата после изменения направления его движения. В этом случае аналогичным путем можно определить продолжительность движения фильтрата в одном направлении, соответствующую наибольшей производительности сгустителя.

Зная продолжительность основных операций, по известным соотношениям можно определить для различных случаев объем фильтрата, получаемого за один цикл работы фильтра и соответствующего его максимальной производительности. Так, если $\tau_{осн}$ найдено из уравнения (VIII, 13), выведенного при условии, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь, для цикла, состоящего из операций фильтрования, промывки и продувки, то q можно вычислить из равенства (VIII, 9). Если $\tau_{осн}$ получено из уравнения (VIII, 14), выведенного с учетом сопротивления фильтровальной перегородки для цикла, состоящего из одной операции фильтрования, то q можно определить из равенства (II, 24) после замены в нем τ на $\tau_{осн}$.

По полученным таким образом величинам q нетрудно найти из соотношения (II, 3) толщину слоя осадка, соответствующую наибольшей производительности фильтра, имея в виду, что $V/S = q$.

В частном случае для цикла, состоящего из операций фильтрования и промывки, с учетом сопротивления фильтровальной перегородки выведено [347] уравнение, которое позволяет непосредственно определить толщину осадка, соответствующую максимальной производительности фильтра. Это уравнение имеет вид:

$$h_{ос} = \sqrt{\frac{2 \Delta P x_0 \tau_{всп}}{\mu r_0 (1 + 2x_0 A)}} \quad \text{(VIII, 16)}$$

где

$$A = \frac{\lg(c_M/c_0) \cdot \mu_{п.ж}}{k'_п \mu}$$

причем $k'_п$ — постоянная в уравнении (VI, 2).

Даны также модификации уравнения (VIII, 16) при условии, что, разности давлений при фильтровании и промывке неодинаковы; при этом учитывается увеличение удельного сопротивления сжимаемого осадка, когда промывка производится при большей разности давлений по сравнению с фильтрованием.

Следует отметить еще ряд работ по определению наибольшей производительности фильтров в различных условиях проведения процесса при постоянной разности давлений.

Рассмотрена [341] наибольшая производительность фильтров, которые характеризуются размещением фильтровальных устройств в кожухе (например, листовые фильтры) и имеют в самой нижней части кожуха дополнительное фильтровальное устройство для разделения последней части суспензии в конце фильтрования.

Выполнен [347] анализ наибольшей производительности фильтра при условии, что разность давлений при фильтровании и промывке можно выбирать произвольно. Установлено, что при осадках с показателем сжимаемости в уравнении (II, 65) меньше единицы неограниченное повышение разности давлений приводит к увеличению производительности фильтра. Для осадков, характеризующихся показателем сжимаемости больше единицы, получено уравнение, позволяющее определить разность давлений, соответствующую наибольшей производительности фильтра, причем эта разность должна быть одинакова в операциях фильтрования и промывки.

Дан [78] графо-аналитический метод расчета продолжительности операции фильтрования, соответствующей наибольшей производительности патронного фильтра (цилиндрическая перегородка небольшого радиуса кривизны) в отсутствие операций промывки и продувки осадка.

Получено [428] соотношение, дающее возможность определить продолжительность фильтрования, соответствующую наибольшей производительности фильтра, при разделении малоконцентрированной суспензии с использованием вспомогательного вещества, причем осуществляется вид фильтрования с постепенным закупориванием пор.

Описан [342] графический, применяемый на практике, метод нахождения наибольшей производительности периодически действующих фильтров при наличии операции промывки осадка. Этот метод, обоснование которого здесь не приводится, может быть использован при условиях, что вязкости фильтрата и промывной жидкости одинаковы, а отношение объемов фильтрата и промывной жидкости постоянно; однако скорость промывки может отличаться от скорости фильтрования в конце этого процесса. Рассматриваемый способ состоит в следующем (рис. VIII-2).

В координатах продолжительность операции фильтрования τ — объем фильтрата q на основании опытных данных строят кривую $q = f(\tau)$. В точке R , соответствующей окончанию операции фильтрования, проводят касательную к этой кривой до пересечения с горизонтальной осью в точке Q . Из точки R опускают пер-

пендикуляр до пересечения с той же осью в точке T . Далее используют теоретически выведенное соотношение $\tau_n = (b/c)TQ$, где τ_n — продолжительность промывки; b — отношение объема промывной жидкости к объему фильтрата, определяемое опытным путем; c — отношение скорости промывки к скорости фильтрования в конце этого процесса, определяемое также, опытным путем или на основании некоторых предположений.

Из точки R проводят горизонтальную линию RS , соответствующую величине τ_n , и получают точку S на кривой $q = f(\tau + \tau_n)$. Таким же образом находят другие точки на этой кривой. Далее на горизонтальной оси влево от начала координат откладывают отрезок $\overline{OP}$, соответствующий продолжительности вспомогательных операций $\tau_{всп}$. Из точки P проводят касательную к нижней кривой

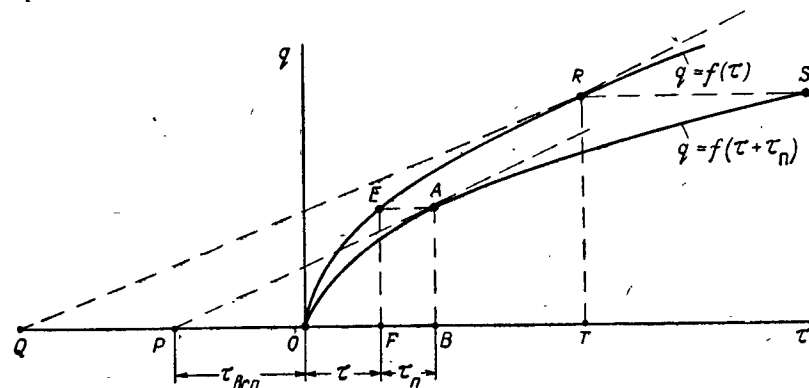


Рис. VIII-2. Графический метод определения наибольшей производительности фильтра при постоянной разности давлений.

в точке A , которая характеризует максимальную производительность фильтра с учетом операции промывки. Из точки A опускают перпендикуляр до пересечения с горизонтальной осью в точке B . Из той же точки проводят горизонтальную линию $\overline{AE}$ до пересечения с верхней кривой в точке E . Из этой точки опускают перпендикуляр до пересечения с горизонтальной осью в точке F . Тогда получают, что для максимальной производительности фильтра отрезок $\overline{OF} = \tau$, а отрезок $\overline{FB} = \tau_n$.

Изложенный метод является по существу графической интерпретацией рассмотренного выше аналитического метода определения наибольшей производительности фильтра при постоянной разности давлений. Так, из рис. VIII-2, который выполнен для случая $R_{ф.п} = 0$, видно, что графическое построение дает равенство $\tau_{осн} = \tau + \tau_n \approx \tau_{всп}$; это соответствует уравнению (VIII, 13).

Графический метод оценки наибольшей производительности фильтра, основанный на принципе построения, показанного на рис. VIII-2, применен [433] к процессу, включающему операции

фильтрации и промывки, а также вспомогательные операции. При этом принималось, что при неизменном объеме осадка продолжительность промывки пропорциональна квадрату его толщины. На примере пояснено нахождение оптимальной толщины осадка, соответствующей наибольшей производительности фильтра.

Влияние сопротивления фильтровальной перегородки на наибольшую производительность периодически действующих фильтров при постоянной разности давлений [166]. Уравнение (VIII, 14), справедливое при отсутствии в цикле работы фильтра операций промывки и продувки, показывает увеличение продолжительности операции фильтрации, соответствующей наибольшей производительности фильтра, в зависимости от возрастания величины $R_{ф.п}$ при разделении суспензии с неизменными свойствами. Уравнение (VIII, 14) изображается прямой линией, отсекающей на оси ординат (при $R_{ф.п} = 0$) отрезок $\tau_{всп}$ и имеющей наклон к оси абсцисс, равный $2\sqrt{\mu\tau_{всп}/2\Delta P r_o x_o}$. Однако практическое определение величины $\tau_{осн}$ в этом случае затрудняется, поскольку закон возрастания величины $R_{ф.п}$ в зависимости от числа циклов работы фильтра обычно остается неизвестным. Для преодоления этого затруднения следует найти другие критерии, позволяющие определять наибольшую производительность фильтра в процессе его работы при возрастании сопротивления фильтровальной перегородки.

Необходимо помнить, что речь идет о наибольшей производительности фильтра, достигаемой при данном сопротивлении фильтровальной перегородки. По мере возрастания этого сопротивления наибольшая производительность фильтра уменьшается по сравнению с наибольшей производительностью при $R_{ф.п} = 0$.

Если отнести уравнение (II, 6) к 1 м^2 поверхности фильтрации и заменить τ на $\tau_{осн}$, то можно написать:

$$\tau_{осн} = \frac{\mu r_o x_o q^2}{2\Delta P} + \frac{\mu q}{\Delta P} R_{ф.п} \quad (\text{VIII, 17})$$

Принимая количество фильтрата, получаемого за одну операцию фильтрации, постоянным, можно сказать, что при разделении суспензии с неизменными свойствами уравнение (VIII, 17) изображается прямой линией, отсекающей на оси ординат (при $R_{ф.п} = 0$) отрезок $\mu r_o x_o q^2 / (2\Delta P)$ и имеющей наклон к оси абсцисс, равный $\mu q / \Delta P$. Чтобы уравнения (VIII, 14) и (VIII, 17) были тождественны, необходимо и достаточно принять два равенства:

$$\tau_{всп} = \frac{\mu r_o x_o q^2}{2\Delta P} \quad \text{и} \quad 2\sqrt{\frac{\mu\tau_{всп}}{2\Delta P r_o x_o}} = \frac{\mu q}{\Delta P}$$

На основании любого из этих равенств получим:

$$q = \sqrt{\frac{2\Delta P \tau_{всп}}{\mu r_o x_o}} \quad (\text{VIII, 18})$$

Принимая во внимание уравнение (VIII, 17), можно сказать, что величина q , определяемая из уравнения (VIII, 18), представ-

ляет собой количество фильтрата, получаемого при $R_{ф.п} = 0$ за одну операцию фильтрации продолжительностью $\tau_{осн} = \tau_{всп}$, т. е. при работе фильтра с наибольшей производительностью в условиях, когда сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь.

Поскольку $q = h_{ос}/x_o$, из уравнения (VIII, 16) получаем уравнение (VIII, 18), так как в отсутствие промывки $c_m = 0$ и $A = 0$.

Таким образом, можно сделать следующие выводы:

1. Для достижения наибольшей производительности фильтра при любом сопротивлении фильтровальной перегородки следует получать одинаковое количество фильтрата, соответствующее наибольшей производительности фильтра при $R_{ф.п} = 0$.

2. Для достижения наибольшей производительности фильтра при любом сопротивлении фильтровальной перегородки следует заканчивать операцию фильтрации при одной и той же толщине слоя осадка, соответствующей наибольшей производительности фильтра при $R_{ф.п} = 0$.

Эти важные в практическом отношении выводы следует использовать при проведении производственных операций фильтрации на периодически действующих фильтрах при постоянной разности давлений (см. пример 25, стр. 256).

НАИБОЛЬШАЯ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ ПЕРИОДИЧЕСКИ ДЕЙСТВУЮЩИХ ФИЛЬТРОВ ПРИ ПОСТОЯННОЙ СКОРОСТИ ПРОЦЕССА [75, 168]

Рассмотрим фильтр, цикл работы которого состоит из основной операции фильтрации при постоянной скорости и вспомогательных операций подготовки фильтра, загрузки суспензии и разгрузки осадка. Примем, что осадок и фильтровальная перегородка относятся к числу несжимаемых пористых сред и что сопротивление фильтровальной перегородки остается неизменным в течение всех циклов работы фильтра. Исследуем условия, обеспечивающие достижение наибольшей производительности фильтра.

Случай 1. Во всех циклах работы фильтра скорость фильтрации остается постоянной, а продолжительность операции фильтрации изменяется, в соответствии с чем изменяются количество получаемого фильтрата и толщина слоя образовавшегося осадка. Для данного случая справедливо уравнение

$$\tau_{осн} = \frac{q}{W} \quad (\text{VIII, 19})$$

где W — постоянная скорость фильтрования.

Средняя скорость фильтрования может быть выражена уравнением, аналогичным уравнению (VIII, 11):

$$W_{усл} = \frac{q}{\tau_{осн} + \tau_{всп}} \quad (\text{VIII, 20})$$

Подставив значение $\tau_{\text{осн}}$ из уравнения (VIII, 19) в уравнение (VIII, 20), получим:

$$W_{\text{усл}} = \frac{1}{\frac{1}{W} + \frac{\tau_{\text{всп}}}{q}} \quad (\text{VIII, 21})$$

Из уравнения (VIII, 21) следует, что при $q \rightarrow 0$ или при $\tau_{\text{осн}} \rightarrow 0$ величина $W_{\text{усл}} \rightarrow 0$, а при $q \rightarrow \infty$ или при $\tau_{\text{осн}} \rightarrow \infty$ величина $W_{\text{усл}} \rightarrow W$. Другими словами, для повышения производительности фильтра целесообразно по возможности увеличивать продолжительность операции фильтрования. Однако такое увеличение на практике обычно ограничивается максимально допустимой при фильтровании разностью давлений, которая при прочих равных условиях определяет наибольшую возможную толщину слоя осадка и, следовательно, количество получаемого фильтрата (см. пример 26, стр. 257).

Случай 2. Скорость фильтрования изменяется при переходе от одного цикла работы фильтра к другому, но в течение каждого цикла эта скорость остается постоянной, причем каждая операция фильтрования заканчивается в тот момент, когда разность давлений достигает максимально допустимой величины. В соответствии с этим количество фильтрата и толщина слоя осадка в различных циклах будут, как и в первом случае, различными, поскольку разность давлений зависит не только от толщины слоя осадка, но и от скорости фильтрования. Для данного случая в пределах одного цикла работы фильтра также будет справедливо уравнение (VIII, 19).

Из уравнений (VIII, 19) и (VIII, 20) после некоторых преобразований получим:

$$W_{\text{усл}} = \frac{qW}{q + \tau_{\text{всп}}W} \quad (\text{VIII, 22})$$

Решая уравнение (IV, 36) относительно q , находим:

$$q = \frac{\Delta P - \mu R_{\text{ф. п}} W}{\mu r_{\text{о.о}} W} \quad (\text{VIII, 23})$$

В уравнении (VIII, 23) величина ΔP имеет постоянное значение, соответствующее окончанию операции фильтрования.

Подставив в уравнение (VIII, 22) значение q из уравнения (VIII, 23), после преобразований получим:

$$W_{\text{усл}} = \frac{\Delta P W - \mu R_{\text{ф. п}} W^2}{\Delta P - \mu R_{\text{ф. п}} W + \mu r_{\text{о.о}} \tau_{\text{всп}} W^2} \quad (\text{VIII, 24})$$

Дифференцируя уравнение (VIII, 24) по W и приравнявая первую производную нулю, можно найти значение W , соответствующее максимальной величине $W_{\text{усл}}$, т. е. наибольшей производительности фильтра

$$W = \frac{\Delta P}{\mu R_{\text{ф. п}} + \sqrt{\mu r_{\text{о.о}} \tau_{\text{всп}} \Delta P}} \quad (\text{VIII, 25})$$

Решая уравнение (II, 9) относительно τ , заменяя в нем τ на $\tau_{\text{осн}}$ и подставляя в него значение W из уравнения (VIII, 25), после необходимых преобразований найдем значение продолжительности операции фильтрования $\tau_{\text{осн}}$, соответствующее максимальной величине $W_{\text{усл}}$:

$$\tau_{\text{осн}} = \tau_{\text{всп}} + \sqrt{\frac{\mu R_{\text{ф. п}}^2}{\Delta P r_{\text{о.о}}}} \tau_{\text{всп}} \quad (\text{VIII, 26})$$

Сравнивая уравнения (VIII, 14) и (VIII, 26), видим, что они отличаются только коэффициентом $\sqrt{2}$. При этом следует помнить, что величина ΔP в уравнении (VIII, 26) представляет собой наибольшую допустимую разность давлений в конце операции фильтрования при постоянной скорости, численно равную постоянной разности давлений в уравнении (VIII, 14). Если сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь, уравнения (VIII, 14) и (VIII, 26) становятся одинаковыми (см. пример 27, стр. 257). Рассмотрена наибольшая производительность фильтров при сжимаемых осадках [461].

НАИБОЛЬШАЯ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ ПЕРИОДИЧЕСКИ ДЕЙСТВУЮЩИХ ФИЛЬТРОВ ПРИ ПЕРЕМЕННЫХ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ И СКОРОСТИ ПРОЦЕССА

Здесь рассмотрены два процесса фильтрования:

1) сначала при постоянной скорости и возрастающей разности давлений, а затем при постоянной разности давлений и уменьшающейся скорости;

2) при непрерывно уменьшающейся скорости и возрастающей разности давлений.

Оба процесса отличаются тем, что вначале фильтрование производится при относительно небольшой разности давлений, что способствует получению чистого фильтрата.

Первый процесс может быть осуществлен, когда суспензия транспортируется на фильтр поршневым насосом сначала при постоянной скорости, а затем при постоянной разности давлений, что достигается постепенным увеличением степени открывания крана на байпасной линии. Второй процесс осуществляется, когда суспензия транспортируется на фильтр центробежным насосом.

Процесс фильтрования, протекающий сначала при постоянной скорости, а затем при постоянной разности давлений. Рассмотрен [348] процесс фильтрования, протекающий в указанных условиях, с учетом последующей промывки осадка на фильтре и сопротивления фильтровальной перегородки. Выполнен следующий вывод уравнения для рассматриваемого процесса, несколько измененный нами применительно к несжимаемым осадкам и фильтровальным перегородкам.

Продолжительность операции фильтрования при постоянной скорости τ_1 на основе уравнения (II, 7), в котором V/S заменено на q_1 , выразится равенством:

$$\tau_1 = \frac{\mu r_0 x_0 q_1^2 + \mu R_{\phi, \Pi} q_1}{\Delta P} \quad (\text{VIII, 26a})$$

На основании предварительных соображений выберем некоторую определенную скорость фильтрования в первой части процесса. В соответствии с этим при достижении наибольшей допустимой разности давлений в первой части процесса будет получен определенный объем фильтрата q_1 . Тогда объем фильтрата, полученного во второй части процесса (при постоянной разности давлений), выразится равенством $q_2 = q - q_1$, где q — суммарный объем фильтрата, полученного за всю операцию фильтрования.

Продолжительность операции фильтрования при постоянной разности давлений τ_2 можно определить из уравнения (II, 6), в котором следует заменить V/S на $q - q_1$ и τ на τ_2 , а к сопротивлению фильтровальной перегородки $R_{\phi, \Pi}$ прибавить сопротивление слоя осадка, образовавшегося в течение фильтрования при постоянной скорости; это сопротивление выражается произведением $r_0 x_0 q_1$. Тогда из уравнения (II, 6) получим:

$$\tau_2 = \frac{\mu r_0 x_0 (q - q_1)^2}{2 \Delta P} + \frac{\mu (R_{\phi, \Pi} + r_0 x_0 q_1) (q - q_1)}{\Delta P} \quad (\text{VIII, 26б})$$

Для определения продолжительности операции промывки примем, что отношение вязкости промывной жидкости к вязкости жидкой фазы суспензии $\mu_{\Pi, \text{ж}}/\mu = M$, а экспериментально найденное отношение объема промывной жидкости к объему фильтрата $q_{\Pi, \text{ж}}/q = N$. Тогда из уравнения (II, 11) после замены в нем V/S на $q_{\Pi, \text{ж}} = Nq$, τ на τ_{Π} и h_{oc} на $x_0 q$ и несложных преобразований получим:

$$\tau_{\Pi} = MN \frac{\mu r_0 x_0 q^2 + \mu R_{\phi, \Pi} q}{\Delta P} \quad (\text{VIII, 26в})$$

Принимая во внимание, что для данного случая $\tau_{ocn} = \tau_1 + \tau_2 + \tau_{\Pi}$, после подстановки в уравнение (VIII, 20) приведенных выше значений τ_1 , τ_2 и τ_{Π} , дифференцирования полученного таким образом уравнения по q и приравнивания первой производной нулю найдем объем фильтрата, собранного за один цикл фильтрования и соответствующего наибольшей производительности фильтра:

$$q = \sqrt{\frac{\tau_{всп.} + b q_1^2}{b + 2bMN}} \quad (\text{VIII, 26г})$$

где

$$b = \frac{\mu r_0 x_0}{2 \Delta P}$$

В тех случаях, когда фильтрование при постоянной скорости не производится ($q_1 = 0$) или операция промывки отсутствует ($N = 0$), уравнение (VIII, 26г) соответственно упрощается. В простейшем

случае, когда $q_1 = 0$ и $N = 0$, уравнение (VIII, 26г) переходит в уравнение (VIII, 18).

Для определения наибольшей производительности фильтра сначала находят из уравнения (VIII, 26г) величину q . После этого по соответствующим уравнениям устанавливают продолжительность различных стадий процесса и определяют продолжительность цикла работы фильтра τ_{Π} . Наконец, вычисляют наибольшую условную производительность фильтра из отношения q/τ_{Π} (стр. 394).

Процесс фильтрования, протекающий при непрерывно уменьшающейся скорости и возрастающей разности давлений. Как уже сказано, этот процесс осуществляется, когда суспензия транспортируется на фильтр центробежным насосом. Учитывая возможность регулирования расхода и давления вентилями на трубопроводах, по которым транспортируется разделяемая суспензия, можно принять с некоторым приближением, что рассматриваемый процесс состоит из двух последовательных стадий, протекающих при постоянной скорости фильтрования и постоянной разности давлений. При таком условии определение наибольшей производительности фильтра может выполняться так же, как описано выше.

Процесс фильтрования, протекающий при непрерывно уменьшающихся скорости и разности давлений. Такой процесс наблюдается в фильтрах-отстойниках, применяемых при очистке промышленных сточных вод. В этих аппаратах происходит совместное осаждение твердых частиц суспензии и фильтрование ее жидкой фазы. При этом в процессе разделения суспензии гидростатическое давление ее слоя постепенно уменьшается, а скорость фильтрования постепенно понижается. Приведено [427] уравнение для определения начальной высоты слоя суспензии, соответствующей наибольшей производительности фильтра-отстойника.

НАИБОЛЬШАЯ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ ФИЛЬТРОВ ПРИ РАЗБАВЛЕНИИ ЖИДКОЙ ФАЗЫ СУСПЕНЗИИ РАСТВОРИТЕЛЕМ

Рассмотрим процесс разделения фильтрованием суспензий, отличающихся большой вязкостью.

При фильтровании суспензии, содержащей жидкую фазу с большой вязкостью, течение жидкости через поры осадка и фильтровальной перегородки происходит медленно и фильтр работает с относительно небольшой производительностью. При фильтровании суспензии, содержащей жидкую фазу с небольшой вязкостью, но характеризующейся высоким объемным содержанием твердых частиц, жидкость протекает через поры осадка и фильтровальной перегородки с достаточной скоростью и фильтр работает с относительно хорошей производительностью. В этом случае в особенности повышается производительность фильтра по осадку, так как процесс разделения проводится при благоприятном отношении объема осадка к объему фильтрата. Таким образом, при разделении суспензии, отличающейся большой вязкостью, неблагоприятное влияние на скорость фильтрования оказывает большая вязкость ее жидкой фазы.

Примером практического разделения фильтрованием вязких суспензий является разделение охлажденных смесей минеральных масел (содержащих жидкие и твердые углеводороды) с растворителями. Движение жидкости с большой

вязкостью через пористую среду происходит также и при фильтровании минеральных масел через слой адсорбента в процессе их отбеливания.

Вязкость жидкой фазы суспензии может быть понижена двумя способами: нагреванием суспензии или прибавлением к ней жидких веществ, обладающих относительно небольшой вязкостью и смешивающихся с ее жидкой фазой.

Первый способ более прост и экономичен по сравнению со вторым, но применение его во многих случаях ограничено возможностью растворения твердых частиц в жидкости или увеличением коррозионного действия суспензии при повышении температуры. В тех случаях, когда первый способ можно применить, вязкость жидкости легко удается значительно снизить при увеличении температуры. Однако уменьшение вязкости при повышении температуры замедляется по мере того, как возрастает температура жидкости. Поэтому нагревать суспензию выше некоторого практически устанавливаемого предела нецелесообразно, так как дальнейшее увеличение температуры лишь в относительно небольшой степени уменьшает вязкость жидкой фазы суспензии. Очевидно, при прочих одинаковых условиях наибольшая производительность фильтра будет соответствовать максимально допустимой температуре суспензии.

Второй способ не обладает недостатками, обусловленными повышением температуры суспензии. Однако применение этого способа вызывает необходимость в последующей регенерации растворителя путем его отгонки. При смешении суспензии с растворителем вязкость жидкой фазы суспензии уменьшается, но одновременно увеличивается объем суспензии. Оба указанные фактора действуют на продолжительность операции фильтрования в противоположном направлении. В каждом отдельном случае существует определенная степень разбавления, при которой продолжительность операции фильтрования достигает минимума, а производительность фильтра становится наибольшей.

Существует чисто эмпирический метод определения степени разбавления жидкой фазы суспензии, при которой производительность фильтра становится наибольшей. Он состоит в том, что к равным порциям исследуемой суспензии прибавляют различные, все возрастающие количества растворителя и определяют продолжительность фильтрования при одинаковых условиях. Результаты опытов выражают в виде кривой в координатах количество растворителя — продолжительность фильтрования. Минимум на построенной таким образом кривой соответствует наибольшей производительности фильтра [175, 176].

Если предварительно установлено достаточно простое эмпирическое соотношение между степенью разбавления и вязкостью разбавленной жидкой фазы суспензии, то степень разбавления, соответствующую наибольшей производительности фильтра, можно найти расчетным путем [177].

Такое соотношение установлено, например, для различных видов минеральных масел, подвергающихся фильтрованию в процессе отделения их от твердых парафинов. Это соотношение, справедливое при содержании растворителя в жидкой фазе суспензии в пределах 0,5—1,0, т. е. для практически наиболее важных степеней разбавления, имеет вид:

$$\mu_{см} = \mu_p F^\gamma \quad (\text{VIII, 27})$$

где $\mu_{см}$ — вязкость смеси жидкой фазы суспензии и растворителя, $\text{н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$;

F — содержание растворителя в жидкой фазе суспензии, объемн. доли;

γ — эмпирическая постоянная.

Если $F = 1$, то $\mu_{см} = \mu_p$, т. е. величина μ_p характеризует вязкость чистого растворителя. Однако численное значение этой величины может не совпадать с действительным значением вязкости чистого растворителя.

Использование простого эмпирического уравнения (VIII, 27) позволяет исключить величину вязкости из уравнения (II, 24), которое может быть написано в виде:

$$\frac{\mu_{г0} x_0 q}{2 \Delta P} + \frac{\mu_{Rф. п}}{\Delta P} = \frac{\tau}{q}$$

В последнем уравнении величина q представляет собой общее количество фильтрата, состоящего из разбавленной жидкой фазы суспензии. Практический

интерес представляет не общее количество фильтрата, а та часть его, которая соответствует неразбавленной жидкой фазе. Для перехода к объему этой части фильтрата знаменатели обеих частей последнего уравнения следует умножить на разность $(1 - F)$:

$$\frac{\mu_{г0} x_0 q}{2 \Delta P (1 - F)} + \frac{\mu_{Rф. п}}{\Delta P (1 - F)} = \frac{\tau}{q (1 - F)}$$

Если среднюю скорость фильтрования, отнесенную к неразбавленной жидкой фазе и равную $q(1 - F)/\tau$, обозначить через $W_{ср}$, то после некоторых преобразований это уравнение можно написать в виде:

$$W_{ср} = \frac{1 - F}{\mu} \cdot \frac{2 \Delta P}{r_0 x_0 q + 2 R_{ф. п}} \quad (\text{VIII, 28})$$

Подставив в полученное уравнение вместо величины μ значение $\mu_{см}$, из уравнения (VIII, 27) находим:

$$W_{ср} = c_p \frac{1 - F}{\mu_p F^\gamma} \quad (\text{VIII, 29})$$

Здесь постоянная величина

$$c_p = \frac{2 \Delta P}{r_0 x_0 q + 2 R_{ф. п}} \quad (\text{VIII, 30})$$

Дифференцируя уравнение (VIII, 29) по F , получим:

$$\frac{dW_{ср}}{dF} = c_p \frac{\gamma - 1 - \gamma F^{-1}}{\mu_p F^\gamma}$$

Для определения максимума величины $W_{ср}$ нужно приравнять нулю первую производную. При этом возможно единственное имеющее практический смысл равенство:

$$\gamma - 1 - \gamma F^{-1} = 0$$

откуда

$$F = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \quad (\text{VIII, 31})$$

Обычным способом можно доказать, что найденное значение F соответствует максимуму величины $W_{ср}$.

В производственных условиях количество прибавляемого растворителя рассчитывают не на жидкую фазу, а на весь объем суспензии. Вводя поправку на содержание твердых частиц в суспензии, получим:

$$F_1 = \frac{F}{F + \frac{1 - F}{1 - z}} \quad (\text{VIII, 32})$$

где F_1 — содержание растворителя в суспензии, объемн. доли;

z — содержание твердых частиц в неразбавленной суспензии, объемн. доли.

Было найдено уравнение, выражающее зависимость между вязкостью смеси и вязкостью и соотношением составляющих ее компонентов и не содержащее эмпирических постоянных [178]. Однако при использовании этого уравнения для определения наибольшей производительности фильтра получается очень сложное окончательное уравнение. Поэтому было предложено [179] следующее упрощенное, но достаточно точное уравнение (все вязкости выражены в сантипуазах):

$$\lg \lg \mu_{см} = \lg \lg \mu_p + (\lg \lg \mu - \lg \lg \mu_p) (1 - F)^{0,83} = a + b (1 - F)^{0,83} \quad (\text{VIII, 33})$$

где μ_p — вязкость растворителя;

$a = \lg \lg \mu_p$;

$b = \lg \lg \mu - \lg \lg \mu_p$.

Это уравнение применимо для смесей минеральных масел и растворителей и дает удовлетворительные результаты даже в тех случаях, когда вязкости обоих компонентов значительно отличаются одна от другой; оно неприменимо при $\mu_p < 2$ снз.

Для смесей других органических жидкостей, для которых уравнение (VIII, 33) неприменимо, рекомендуют более общее уравнение [180]:

$$\lg \lg (\mu_{см} + A) = \lg \lg (\mu_p + A) + [\lg \lg (\mu + A) - \lg \lg (\mu_p + A)] (1 - F)^B \quad (\text{VIII, 34})$$

где A и B — эмпирические постоянные.

Решая уравнение (VIII, 33) относительно $\mu_{см}$ и подставляя полученное значение $\mu_{см}$ вместо μ в уравнение (VIII, 28), находим:

$$W_{ср} = c_p \frac{1 - F}{10^{10} N} \quad (\text{VIII, 35})$$

где

$$N = a + b (1 - F)^{0,83}$$

Дифференцируя уравнение (VIII, 35) по F и приравнявая первую производную нулю, получаем уравнение, по которому можно определить степень разбавления, соответствующую наибольшей средней скорости фильтрования или наибольшей производительности фильтра:

$$0,228 \cdot 10^{-a} = b (1 - F)^{0,83} \cdot 10^b (1 - F)^{0,83} \quad (\text{VIII, 36})$$

На рис. VIII-3 для различных значений F (от 0,3 до 0,8) в координатах $a - b$ построены кривые, которые позволяют с достаточной для практических

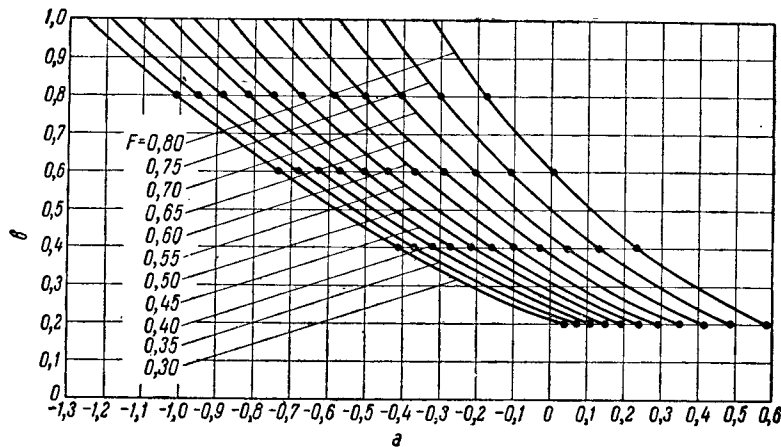


Рис. VIII-3. График для определения степени разбавления жидкой фазы суспензии растворителем, соответствующей наибольшей производительности фильтра.

целей точно найти степень разбавления суспензии, соответствующую наибольшей производительности фильтра.

Следует отметить, что уравнения (VIII, 31) и (VIII, 36) позволяют определить наибольшую производительность фильтра только по операции фильтрования без учета времени, необходимого для проведения вспомогательных операций. Однако именно поэтому данные уравнения применимы как к периодически действующим, так и к непрерывно действующим фильтрам (см. примеры 28—30, стр. 258 сл.).

ЭКОНОМИЧНОСТЬ РАБОТЫ ПЕРИОДИЧЕСКИ ДЕЙСТВУЮЩИХ ФИЛЬТРОВ

Режим работы периодически действующего фильтра при его наибольшей производительности обычно не совпадает с экономически наиболее выгодным режимом фильтрования. Это объясняется тем, что для достижения наибольшей производительности фильтра необходимо довольно часто производить вспомогательные операции загрузки суспензии и разгрузки осадка, которые, как правило, требуют значительной затраты труда или энергии.

В дальнейшем будет описан способ оценки рационального режима работы фильтра путем анализа функциональной зависимости средней производительности фильтра от продолжительности основных операций. Такой способ может быть применен к различным случаям фильтрования как при постоянной разности давлений, так и при постоянной скорости процесса, независимо от того, какие основные операции включены в цикл работы фильтра. Аналогичный способ применим для оценки рационального режима работы фильтра при разбавлении жидкой фазы суспензии растворителем. В этом случае анализируют функциональную зависимость средней производительности фильтра по операции фильтрования от степени разбавления.

В качестве примера можно привести анализ процесса при постоянной разности давлений с учетом сопротивления фильтровальной перегородки, когда в цикл работы фильтра включена только одна основная операция — фильтрование. Исходным уравнением для анализа процесса служит уравнение (II, 24). Вводя обозначения

$$A = \frac{R_{ф.п}}{r_o x_o} \quad (\text{VIII, 37})$$

и

$$B = \frac{2 \Delta P}{\mu r_o x_o} \quad (\text{VIII, 38})$$

и решая уравнение (II, 24) относительно q , получим:

$$q = -A + \sqrt{A^2 + B\tau} \quad (\text{VIII, 39})$$

Принимая во внимание, что в данном случае $\tau = \tau_{осн}$, находим:

$$W_{усл} = \frac{-A + \sqrt{A^2 + B\tau_{осн}}}{\tau_{осн} + \tau_{всп}} \quad (\text{VIII, 40})$$

Рассмотрим один из типичных процессов фильтрования, который протекает при следующих условиях: разность давлений $\Delta P = 9 \cdot 10^4$ н · м⁻²; продолжительность вспомогательных операций $\tau_{всп} = 600$ сек; вязкость жидкой фазы суспензии $\mu = 10^{-3}$ н · сек · м⁻²; удельное объемное сопротивление осадка $r_o = 3 \cdot 10^{13}$ м⁻²; отношение объема осадка к объему фильтра $x_o = 0,333$. Сопротивление фильтровальной перегородки принимается переменным и равным последовательно 0; $10 \cdot 10^{10}$; $20 \cdot 10^{10}$; $30 \cdot 10^{10}$; $40 \cdot 10^{10}$; $50 \cdot 10^{10}$ и $60 \cdot 10^{10}$ м⁻¹.

Величина B не зависит от сопротивления фильтровальной перегородки и вычисляется по уравнению (VIII, 38):

$$B = \frac{2 \cdot 9 \cdot 10^4}{10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{13} \cdot 0,333} = 0,18 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{сек}^{-1}$$

Величина A зависит от сопротивления фильтровальной перегородки и вычисляется по уравнению (VIII, 37); для различных значений $R_{ф.п}$ величина A равна соответственно 0; $1 \cdot 10^{-2}$; $2 \cdot 10^{-2}$; $3 \cdot 10^{-2}$; $4 \cdot 10^{-2}$; $5 \cdot 10^{-2}$ и $6 \cdot 10^{-2}$ м.

Используя найденные величины A и B , по уравнению (VIII, 40) можно вычислить ряд значений $W_{усл}$ в зависимости от $\tau_{осн}$ при различных $R_{ф.п}$ и нанести эти значения в виде семейства кривых в координатах $\tau_{осн} - W_{усл}$ (рис. VIII-4). При построении кривых для более точного определения их вершин, соответствующих наибольшей производительности фильтра, использованы величины $\tau_{осн}$, вычисленные по уравнению (VIII, 14). Для различных сопротивлений фильтровальной перегородки эти величины оказались равными соответственно 600; 715; 830; 945; 1060; 1175 и 1290 сек. Кривая MN соответствует максимальным значениям $W_{усл}$.

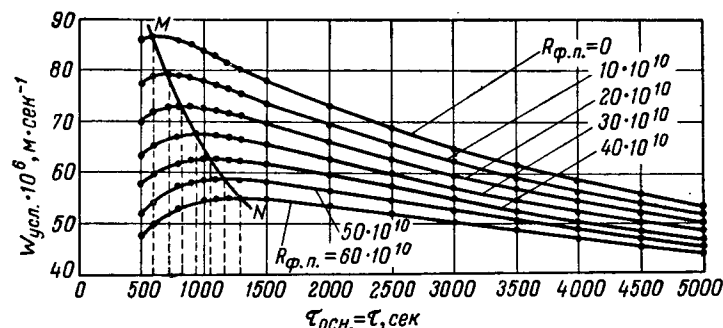


Рис. VIII-4. Зависимость условной средней скорости фильтрации $W_{усл}$ от величины $\tau_{осн} = \tau$ и $R_{ф.п}$.

Из рис. VIII-4 видно, что все кривые, показывающие зависимость производительности фильтра от продолжительности операции фильтрации при различном сопротивлении фильтровальной перегородки, имеют тупую вершину при максимуме и относительно небольшой наклон в области, расположенной направо от максимума. Поэтому можно принимать продолжительность операции фильтрации в несколько раз больше, чем продолжительность при наибольшей производительности фильтра. В таком случае производительность фильтра уменьшается на относительно небольшую величину по сравнению с наибольшей производительностью, но вспомогательные операции приходится выполнять значительно реже. Ориентировочно можно принимать продолжительность операции фильтрации в 4—6 раз больше продолжительности, соответствующей наибольшей производительности фильтра (см. примеры 31—33, стр. 260 сл.).

Аналогично рис. VIII-4 могут быть построены графики в координатах: условная средняя скорость фильтрации — определяющий параметр для различных процессов фильтрации. Так, полу-

чены графики в координатах $W_{усл} - \tau_{осн}$ для процесса разделения суспензии на цилиндрической перегородке (патронные фильтры) [78] и в координатах $W_{усл} - h_c$ (h_c — начальная высота слоя суспензии) для процесса разделения суспензии, образующейся при обработке промышленных сточных вод, на фильтре-отстойнике [427]. На обоих графиках, как и на графике, показанном на рис. VIII-4, отмечается характерная особенность: кривая вправо от максимума имеет относительно небольшой наклон.

Общий способ определения продолжительности операции фильтрации, соответствующей экономически наиболее выгодному режиму работы, состоит в нахождении минимума функции, которая определяет зависимость стоимости единицы объема фильтрата или веса осадка от суммы затрат на проведение основных и вспомогательных операций, включая затраты на амортизацию и ремонт оборудования. Такой способ в принципе применим к любой технологической операции [180, 343].

Отметим применение упомянутого способа для решения двух частных практических задач.

Рассмотрен [429] процесс разделения суспензии, состоящий из операций нанесения слоя вспомогательного вещества и фильтрации, а также вспомогательных операций, причем осуществляется фильтрация с постепенным закупориванием пор. Приведено уравнение для определения времени фильтрации, соответствующего наиболее экономичной работе фильтра:

$$\tau_{осн} = \sqrt{\frac{2[k_3 p S + k_2(\tau_H + \tau_{всп})]}{k k_2 W_{нач}}} \quad (\text{VIII, 40a})$$

где τ_H — продолжительность нанесения слоя вспомогательного вещества, сек;
 p — количество вспомогательного вещества, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$;
 k_2 — эксплуатационные расходы за 1 сек, руб.;
 k_3 — стоимость вспомогательного вещества, $\text{руб} \cdot \text{н}^{-1}$;
 k — постоянная в уравнении фильтрации (см. табл. 1), м^{-1} .

Исследована [434] оптимизация работы фильтра путем нахождения экономически наиболее целесообразной продолжительности его эксплуатации без смены фильтровальной перегородки, сопротивление которой возрастает в соответствии с зависимостью

$$R = R_{нач} e^{kN} \quad (\text{VIII, 40б})$$

где $R_{нач}$ — начальное сопротивление перегородки;
 k — постоянная;
 N — число циклов работы фильтра.

Получено уравнение для определения числа циклов работы фильтра без смен перегородки N_k , соответствующего наиболее экономичному процессу разделения суспензии

$$Ae^{kN_k} = \frac{B - A}{kN_k - 1} \quad (\text{VIII, 40в})$$

где A и B — постоянные, зависящие от стоимости эксплуатации фильтра, стоимости фильтровальной перегородки, толщины слоя осадка, разности давлений и свойств суспензии.

Дан способ графического решения последнего уравнения для нахождения N_K .

ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ НЕПРЕРЫВНОДЕЙСТВУЮЩИХ ФИЛЬТРОВ

Для повышения производительности любого фильтра необходимо, как уже указано, стремиться к удалению осадка с фильтровальной перегородки при возможно меньшей его толщине. Применительно к фильтрам непрерывного действия (при прочих неизменных условиях разделения данной суспензии) для этого можно увеличить скорость перемещения фильтровальной перегородки по замкнутому циклу. Так, толщина слоя осадка на фильтровальной перегородке будет уменьшаться по мере увеличения числа оборотов барабанных и дисковых фильтров или скорости перемещения фильтрующих устройств ленточного фильтра. Однако возможность увеличения скорости перемещения фильтровальной перегородки ограничена затруднениями, возникающими при удалении с перегородки слоя осадка небольшой толщины. Для вращающихся барабанных фильтров с внешней фильтровальной перегородкой, частично погруженной в суспензию, а также для фильтров с вертикальными вращающимися дисками возможность возрастания числа их оборотов ограничивается также тем, что при увеличении скорости перемещения фильтровальной перегородки таких фильтров возможно смывание внешнего рыхлого слоя осадка суспензией. В обычных условиях такого смывания, по-видимому, не происходит, на что указывают данные проведенного автором обследования работы вращающегося барабанного вакуум-фильтра в производстве литопона.

При обследовании в течение 2,5 ч через каждые 15 мин отбирались пробы суспензии, поступающей в резервуар фильтра, а также находящейся в той части фильтра, которая наиболее удалена от места поступления суспензии. Было установлено, что средний удельный вес поступающей суспензии при 50°С составлял 12 900 н·м⁻³ и в пределах погрешности измерений практически не отличался от удельного веса суспензии (12 880 н·м⁻³) в резервуаре при той же температуре.

Вопрос о том, какая наименьшая толщина осадка допустима для достижения наибольшей производительности фильтра с учетом возможности удаления осадка с фильтровальной перегородки, а также предотвращения смывания его внешнего слоя суспензией, в отдельных случаях следует решать опытным путем.

Расчет фильтров периодического и непрерывного действия производится с использованием одних и тех же основных уравнений фильтрации, а также уравнений, характеризующих процессы промывки и обезвоживания. Это объясняется тем, что любой достаточно малый участок фильтровальной перегородки на фильтре непрерывного действия можно рассматривать как перемещающийся

элементарный фильтр периодического действия, на котором толщина равномерного слоя осадка за время фильтрования увеличивается от нуля до максимального значения. При этом процессы, протекающие на совокупности таких элементарных фильтров, суммарно дают эффект, идентичный работе непрерывнодействующего фильтра. Это становится ясным, если учесть, что основные закономерности фильтрования справедливы независимо от того, перемещается ли элементарный фильтр по определенной замкнутой кривой или он остается неподвижным по отношению к суспензии. Сказанное справедливо только при том условии, если скорость перемещения элементарного фильтра недостаточна для возникновения таких явлений, как смывание верхнего рыхлого слоя осадка суспензией, а также проявления действия центробежных или других инерционных сил.

Существуют методы расчета непрерывнодействующих барабанного и дискового вакуум-фильтров с учетом специфических особенностях конструкции и действия каждого фильтра [6].

Принципы действия и расчет вращающихся вакуум-фильтров, а также способ определения постоянных в уравнениях фильтрования применительно к этим фильтрам описаны в ряде других работ [98, 99].

Расчет непрерывнодействующего барабанного вакуум-фильтра приведен на стр. 408.

Далее кратко рассмотрены некоторые закономерности работы фильтров непрерывного действия.

Из основного уравнения фильтрования при постоянной разности давлений с учетом балансов жидкости и твердого вещества в процессе разделения суспензии выведено уравнение, которое использовано для анализа производительности непрерывнодействующих фильтров [181]:

$$\frac{G_T}{S_{\text{погр}}\tau} = \frac{f_{\text{ф.п}}(s-l) + \sqrt{f_{\text{ф.п}}^2(l-s)^2 + 4f_{\text{ос}}(l-s)}}{2(l-s)} \quad (\text{VIII, 41})$$

где G_T — вес твердых частиц осадка, н;

$S_{\text{погр}}$ — поверхность фильтра, погруженная в суспензию, м²;

τ — продолжительность погружения элемента поверхности в суспензию, ч;

$f_{\text{ф.п}}$ — экспериментальная величина, характеризующая сопротивление фильтровальной перегородки, н·м⁻²·ч⁻¹;

$f_{\text{ос}}$ — экспериментальная величина, характеризующая проницаемость осадка, н²·м⁻⁴·ч⁻²;

s — весовое отношение жидкости к твердым частицам в осадке;

l — весовое отношение жидкости к твердым частицам в суспензии.

При $s = 0,43$ и различных значениях $f_{\text{ос}}$ и $f_{\text{ф.п}}$ по уравнению (VIII, 41) в координатах $G_T/S_{\text{погр}}\tau$ — l построены кривые, из рассмотрения которых следует, что увеличение производительности фильтра с возрастанием концентрации суспензии происходит тем быстрее, чем выше эта концентрация. Найдено также, что при низких концентрациях суспензии влияние сопротивления фильтровальной перегородки на производительность фильтра сказывается

сильнее, чем при высоких концентрациях. В связи с этим рекомендуют разделять суспензии с низкой концентрацией при помощи фильтровальной перегородки с относительно крупными порами, а полученную часть мутного фильтрата сгущать и возвращать на фильтрование.

При интегрировании дифференциального уравнения для элементарной площадки поверхности фильтрования (с использованием данных материального баланса) получено уравнение, описывающее процесс разделения суспензии на непрерывнодействующем фильтре и по существу аналогичное соответствующему уравнению для периодически действующего фильтра [182]. В этом уравнении учтено влияние гидростатического давления слоя суспензии в резервуаре на разность давлений при фильтровании. В результате анализа полученного уравнения при условии, что сопротивлением фильтровальной перегородки и гидростатическим давлением можно пренебречь, установлено, что с увеличением в k раз погруженной в суспензию поверхности барабана, скорости вращения барабана или разности давлений производительность фильтра возрастает в $\sqrt{k}$ раз.

Исходя из основного уравнения фильтрования (II, 6), без учета сопротивления фильтровальной перегородки получены [349] для вращающегося барабанного вакуум-фильтра соотношения $V = a\tau^{-0.5}$ и $h_{oc} = b\tau^{0.5}$, где a и b — постоянные при неизменных условиях фильтрования. Из первого соотношения следует, что при увеличении скорости вращения барабана в k раз i , следовательно, уменьшении τ в такое же число раз производительность фильтра возрастает в $\sqrt{k}$ раз. На основе приведенных соотношений дан простой метод графического определения производительности барабанного вакуум-фильтра в зависимости от скорости вращения барабана.

Были проведены опыты [183] по разделению водных суспензий двух сортов картофельного крахмала на вращающемся барабанном вакуум-фильтре с поверхностью фильтрования $0,24 \text{ м}^2$ при переменной скорости вращения барабана (в пределах $0,43—1,87 \text{ об} \cdot \text{мин}^{-1}$).

Результаты опытов подтвердили правильность уравнения, выражающего зависимость между производительностью фильтра и скоростью вращения барабана. Это уравнение в несколько измененном виде можно написать следующим образом:

$$\left(\frac{V}{\tau S_{бар}}\right)^2 + 2 \frac{R_{ф.п}}{r_0 x_0} \cdot \frac{V}{\tau S_{бар}} N_{бар} = 2 \frac{\Delta P k_{погр}}{\mu r_0 x_0} N_{бар} \quad (\text{VIII, 42})$$

где $S_{бар}$ — общая поверхность фильтрования вращающегося барабана, м^2 .

Принимая во внимание уравнения (IV, 27) и (IV, 32), находим:

$$N_{бар} = \frac{k_{погр}}{\tau}$$

Подставив значение $N_{бар}$ в уравнение (VIII, 42) и умножив обе его части на $(\tau S_{бар})^2$, получим уравнение, аналогичное уравнению (II, 6):

$$V^2 + 2 \frac{R_{ф.п} S_{бар} k_{погр}}{r_0 x_0} V = 2 \frac{\Delta P S_{бар}^2 k_{погр}^2}{\mu r_0 x_0} \tau \quad (\text{VIII, 43})$$

Уравнение (VIII, 42) дает возможность оценить производительность вращающегося барабанного вакуум-фильтра в зависимости от числа оборотов барабана при условии значительного сопротивления фильтровальной перегородки. Для этого строят график в координатах $\frac{V}{\tau S_{бар}} - N_{бар}$.

Целесообразно применять вращающиеся барабанные фильтры, работающие под давлением, для разделения суспензий, жидкая фаза которых имеет высокое давление пара или значительную вязкость, а также в тех случаях, когда образующийся на ткани осадок отличается большим сопротивлением или растворенные в жидкой фазе вещества склонны к кристаллизации при пониженной температуре, или продувка осадка производится ценными газами [184]. Найдено, что при быстром возрастании скорости фильтрования с увеличением разности давлений целесообразно поддерживать величину ΔP в пределах $2,3—4,2 \text{ ат}$, а при медленном — около $1,4 \text{ ат}$. При выборе компрессора для сжатия воздуха или другого газа рекомендовано использовать приведенную в указанной работе графическую зависимость расхода воздуха или другого газа от скорости фильтрования. Для определения скорости фильтрования при условии, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь, получено уравнение, аналогичное уравнению (VIII, 42), в котором принято $R_{ф.п} = 0$.

Найдено [185], что в практических условиях без учета сопротивления фильтровальной перегородки скорость фильтрования иногда можно выразить эмпирическим уравнением, которое отличается от уравнения (VIII, 42). Так, процесс отделения фильтрованием кристаллов меланина от водного раствора аммиака выражается уравнением:

$$\frac{V}{\tau S_{бар}} = A N_{бар}^{0.617} \quad (\text{VIII, 44})$$

где A — постоянная.

Это отличие объясняют возможным изменением удельного сопротивления осадка в результате перемещения внутри него мелкодисперсных твердых частиц. Однако более вероятно влияние сопротивления фильтровальной перегородки, которое не учитывается.

Для условий, при которых на вращающемся барабанном вакуум-фильтре производится разделение суспензии частиц пустой породы в водном растворе солей урана, была установлена зависимость продолжительности стадии промывки от продолжительности стадии фильтрования и отношения объема промывных вод к объему фильтрата в порах осадка до промывки [138]. Предложен способ расчета барабанного вакуум-фильтра с использованием упомянутой зависимости. В соответствии с этим способом по продолжительности стадии фильтрования и указанному выше отношению находят продолжительность стадии промывки. По дуге окружности барабана, соответствующей зоне промывки, и продолжительности стадии промывки определяют продолжительность одного оборота барабана. По продолжительности стадии фильтрования и продолжительности одного оборота барабана вычисляют дугу окружности барабана, соответствующую зоне фильтрования, и устанавливают таким образом степень погружения барабана в суспензию.

Предложено уравнение [186] для определения производительности непрерывнодействующих фильтров, которое при условии, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь, дает результаты, отличающиеся в 2 раза

от результатов, полученных при использовании рассмотренных выше обычных уравнений. Однако при выводе этого уравнения допущена ошибка: в дифференциальном уравнении фильтрования, составленном для элементарного участка поверхности фильтрования, неправильно принято, что за малый промежуток времени на элементарном участке образуется слой осадка, имеющий форму призмы треугольного сечения. В действительности, если не принимать во внимание величин второго порядка малости, условия образования слоя осадка на всем элементарном участке при соприкосновении его с суспензией одинаковы. Поэтому за малый промежуток времени на всем элементарном участке образуется слой осадка, имеющий форму призмы прямоугольного, а не треугольного сечения. При этом получается обычное уравнение фильтрования, пригодное для расчета как непрерывнодействующих, так и периодически действующих фильтров.

Некоторые особенности расчета фильтров непрерывного действия будут отмечены далее при рассмотрении математического моделирования фильтровального оборудования (стр. 376).

ПРИМЕРНЫЕ РАСЧЕТЫ

Пример 25. Определить относительное уменьшение наибольшей производительности фильтра в единицу времени при увеличении сопротивления фильтровальной перегородки в процессе работы фильтра с 10^{10} до 10^{12} м^{-1} , если суспензия разделяется при следующих условиях: разность давлений $\Delta P = 9 \cdot 10^4$ $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$; продолжительность вспомогательных операций $\tau_{\text{всп}} = 600$ сек; вязкость жидкой фазы суспензии $\mu = 10^{-3}$ $\text{н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$; удельное объемное сопротивление осадка $r_0 = 3 \cdot 10^{13}$ м^{-2} ; отношение объема осадка к объему фильтрата $x_0 = 0,333$. Расчет выполнить для 1 м^2 поверхности фильтрования.

Решение

1. Количество фильтрата, которое следует получать за один цикл работы фильтра для достижения его наибольшей производительности при любом сопротивлении фильтровальной перегородки, находим по уравнению (VIII, 18):

$$q = \sqrt{\frac{2 \cdot 9 \cdot 10^4 \cdot 600}{10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{13} \cdot 0,333}} = 0,104 \text{ м}$$

2. Продолжительность операции фильтрования, соответствующую наибольшей производительности фильтра при $R_{\text{ф.п}} = 10^{10}$ м^{-1} , определяем из уравнения (VIII, 14):

$$\tau_{\text{осн}} = 600 + 2 \sqrt{\frac{10^{-3} \cdot 600}{2 \cdot 9 \cdot 10^4 \cdot 3 \cdot 10^{13} \cdot 0,333}} \cdot 10^{10} = 600 + 1,55 \cdot 10^{-9} \cdot 10^{10} \approx 612 \text{ сек}$$

3. Продолжительность операции фильтрования, соответствующую наибольшей производительности фильтра при $R_{\text{ф.п}} = 10^{12}$ м^{-1} , получим по тому же уравнению (VIII, 14):

$$\tau_{\text{осн}} = 600 + 1,155 \cdot 10^{-9} \cdot 10^{12} = 1755 \text{ сек}$$

4. Условную среднюю производительность фильтра в единицу времени при $R_{\text{ф.п}} = 10^{10}$ м^{-1} находим из уравнений (VIII, 9) и (VIII, 11):

$$W_{\text{усл}} = \frac{0,104}{600 + 612} \approx 0,086 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

5. Условную среднюю производительность фильтра в единицу времени при $R_{\text{ф.п}} = 10^{12}$ м^{-1} определяем из тех же уравнений (VIII, 9) и (VIII, 11):

$$W_{\text{усл}} = \frac{0,104}{600 + 1755} = 0,044 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

6. Относительное уменьшение производительности фильтра в единицу времени составит:

$$\frac{0,086 \cdot 10^{-3} - 0,044 \cdot 10^{-3}}{0,086 \cdot 10^{-3}} \cdot 100 = 49\%$$

Пример 26. Определить графическую зависимость производительности фильтра периодического действия, работающего при постоянной скорости фильтрования, от количества фильтрата, получаемого за 1 цикл работы фильтра, если неизменная для всех циклов скорость фильтрования $W = 0,1 \cdot 10^{-3}$ $\text{м} \cdot \text{сек}^{-1}$, а продолжительность вспомогательных операций $\tau_{\text{всп}} = 900$ сек.

Решение.

Производительность фильтра характеризуется условной средней скоростью фильтрования $W_{\text{усл}}$. Величины $W_{\text{усл}}$, вычисленные по уравнению (VIII, 21) для различных значений q , приведены в табл. 11.

Таблица 11

q м	$W_{\text{усл}}$ $\text{м} \cdot \text{сек}^{-1}$	q м	$W_{\text{усл}}$ $\text{м} \cdot \text{сек}^{-1}$
0	0	1,0	$0,0917 \cdot 10^{-3}$
0,1	$0,0526 \cdot 10^{-3}$	1,5	$0,0943 \cdot 10^{-3}$
0,3	$0,0769 \cdot 10^{-3}$	2,0	$0,0957 \cdot 10^{-3}$
0,5	$0,0844 \cdot 10^{-3}$		

По данным этой таблицы построена кривая, показывающая зависимость $W_{\text{усл}}$ от количества фильтрата, получаемого за один цикл работы фильтра (рис. VIII-5). Из рисунка видно, что при увеличении количества получаемого

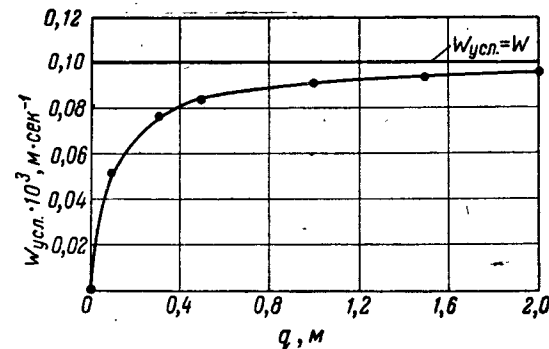


Рис. VIII-5. График к решению примера 26.

фильтрата производительность фильтра сначала быстро возрастает, а затем медленно, асимптотически приближается к своему предельному значению W .

Пример 27. Определить постоянную скорость фильтрования и продолжительность операции фильтрования, соответствующие наибольшей производительности периодически действующего фильтра при следующих условиях: максимально допустимая разность давлений $\Delta P = 9 \cdot 10^4$ $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$; вязкость жидкой фазы суспензии $\mu = 10^{-3}$ $\text{н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$; сопротивление фильтровальной перегородки $R_{\text{ф.п}} = 56 \cdot 10^{10}$ м^{-1} ; удельное сопротивление осадка $r_0 = 3 \cdot 10^{13}$ м^{-2} ; отношение объема

осадка к объему фильтрата $x_0 = 0,333$; продолжительность вспомогательных операций $\tau_{всп} = 600$ сек; максимально допустимая толщина слоя осадка $h_{ос} = 0,025$ м.

Решение.

1. Постоянную скорость фильтрования вычисляем по уравнению (VIII, 25):

$$W = \frac{9 \cdot 10^4}{10^{-3} \cdot 56 \cdot 10^{10} + \sqrt{10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{13} \cdot 0,333 \cdot 600 \cdot 9 \cdot 10^4}} = 0,0695 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

2. Продолжительность операции фильтрования находим из уравнения (VIII, 26):

$$\tau_{осн} = 600 + \sqrt{\frac{10^{-3} (56 \cdot 10^{10})^2}{9 \cdot 10^4 \cdot 3 \cdot 10^{13} \cdot 0,333}} \cdot 600 = 1056 \text{ сек}$$

3. Количество полученного фильтрата определяем по уравнению (VIII, 19):

$$q = 0,0695 \cdot 10^{-3} \cdot 1056 \approx 0,073 \text{ м}$$

4. Толщина слоя осадка $h_{ос} = 0,073 \cdot 0,333 \approx 0,025$ м, что совпадает с максимально допустимой величиной.

Если величина $h_{ос}$ по расчету получается больше, чем допустимое значение $h_{ос}$, то следует уменьшить скорость фильтрования или продолжительность операции, что вызовет уменьшение средней производительности фильтра.

Рис. VIII-6. График к решению примера 28.

Пример 28 [177]. Определить постоянные μ_r и γ в уравнении (VIII, 27) для смеси одного из сортов машинного масла и метилэтилкетона при температуре 54°С. Экспериментальные данные о вязкости этой смеси при указанной температуре приведены ниже:

F	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5
$\mu \cdot 10^3, \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$	0,64	0,78	0,94	1,22	1,57

Решение

По приведенным данным в координатах $\lg F - \lg \mu_{см}$ построена прямая (рис. VIII-6). Тангенс угла наклона полученной прямой к оси абсцисс соответствует показателю степени γ в уравнении (VIII, 27), а отрезок, отсекаемый этой прямой на оси ординат при $F = 1$, определяет величину μ_r в том же уравнении. Измерения показывают, что для указанной смеси $\gamma = -1,55$ и $\mu_r = 0,55 \cdot 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$.

Таким образом, уравнение (VIII, 27) в данном случае имеет вид:

$$\mu_{см} = 0,55 \cdot 10^{-3} F^{-1,55}$$

Пример 29 [177]. На основании данных, полученных в примере 28, и принимая во внимание, что в машинном масле содержится 0,04 объемн. долей твердых примесей, определить степень разбавления суспензии метилэтилкетон, соответствующую наибольшей производительности фильтра по операции фильтрования.

Решение

1. Степень разбавления жидкой фазы суспензии определяем по уравнению (VIII, 31):

$$F = \frac{-1,55}{-1,55 - 1} = 0,608$$

2. Степень разбавления суспензии можно найти по уравнению (VIII, 32):

$$F_1 = \frac{0,608}{0,608 + \frac{1 - 0,608}{1 - 0,04}} = 0,599$$

3. Состав суспензии после разбавления (в объемн. долях):

Машинное масло . . .	$(1 - 0,599) \cdot 0,96 = 0,385$
Твердые примеси . . .	$(1 - 0,599) \cdot 0,04 = 0,016$
Метилэтилкетон	0,599

Пример 30. Для ускорения фильтрования минерального масла с вязкостью $\mu = 300$ спз его можно смешать с растворителем А, имеющим вязкость $\mu_r = 2$ спз, или с растворителем В, имеющим вязкость $\mu_r = 4$ спз. Определить соотношения объемов прибавляемых растворителей и скоростей фильтрования, соответствующих наибольшей производительности фильтра, при использовании растворителей А и В.

Решение

1. Определяем значения a и b . В соответствии с уравнением (VIII, 33) имеем:

$$a_A = \lg \lg 2 = -0,522$$

$$a_B = \lg \lg 4 = -0,220$$

$$b_A = \lg \lg 300 - \lg \lg 2 = 0,393 - (-0,522) = 0,915$$

$$b_B = \lg \lg 300 - \lg \lg 4 = 0,393 - (-0,220) = 0,613$$

2. Находим степень разбавления минерального масла.

Из рис. VIII-3 для вычисленных значений a_A, a_B, b_A и b_B следует:

$$F_A = 0,69 \text{ и } F_B = 0,70$$

3. Вязкость разбавленного минерального масла вычисляем по уравнениям (VIII, 33) и (VIII, 35).

Растворитель А:

$$N_A = -0,552 + 0,915 (1 - 0,69)^{0,83} = -0,206$$

$$\mu_{см} = 10^{10} N_A = 10^{10-0,206} = 4,2 \text{ спз}$$

Растворитель В:

$$N_B = -0,220 + 0,613 (1 - 0,70)^{0,83} = 0,006$$

$$\mu_{см} = 10^{10} N_B = 10^{10+0,006} = 10,32 \text{ спз}$$

4. Отношение объема растворителя А к объему растворителя В для единицы объема жидкой фазы суспензии составит:

$$\frac{0,69}{1 - 0,69} : \frac{0,70}{1 - 0,70} = 0,96$$

5. Скорость фильтрования обратно пропорциональна вязкости жидкой фазы суспензии, поэтому отношение скорости фильтрования при использовании растворителя А к скорости фильтрования при использовании растворителя В составит:

$$\frac{10,32}{4,2} \approx 2,5$$

Пример 31. Для условий, принятых при построении кривых на рис. VIII-4, и при $R_{ф.п} = 20 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$ определить, насколько уменьшится производительность фильтра, если продолжительность операции фильтрования будет увеличена в 4, 5 и 6 раз по сравнению с продолжительностью этой операции при наибольшей производительности фильтра.

Решение

По рис. VIII-4 для $R_{ф.п} = 20 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$ наибольшая производительность фильтра (при $\tau_{осн} = 830 \text{ сек}$) составит $0,0727 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$. По условию примера продолжительность операций фильтрования соответственно равна: $830 \cdot 4 = 3320$, $830 \cdot 5 = 4150$ и $830 \cdot 6 = 4980 \text{ сек}$. Из рисунка видно, что этим продолжительностям соответствуют следующие производительности фильтра: $0,0576 \cdot 10^{-3}$; $0,0535 \cdot 10^{-3}$ и $0,0500 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$. Таким образом при соотношении продолжительностей операции фильтрования 1:4:5:6 производительности фильтра будут относиться как 1:0,79:0,74:0,69. Это значит, что, если вспомогательные операции проводятся в 6 раз реже, производительность фильтра уменьшается только на 31% по сравнению с его наибольшей производительностью.

Пример 32. В условиях, данных в примере 27, определить, насколько уменьшится производительность фильтра по сравнению с его наибольшей производительностью, если продолжительность операции фильтрования при постоянной скорости увеличить в 6 раз.

Решение

1. Наибольшую производительность фильтра находим по уравнению (VIII, 20):

$$W_{\text{усл}}^{\text{max}} = \frac{0,073}{1056 + 600} = 0,044 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

2. Увеличенная продолжительность операции фильтрования составит:

$$\tau = \tau_{\text{осн}} = 1056 \cdot 6 = 6336 \text{ сек}$$

3. Уменьшенная постоянная скорость фильтрования, необходимая для того, чтобы разность давлений возросла в течение 6336 сек до максимально допустимого значения $\Delta P = 9 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$, может быть найдена из уравнения (II, 9). Решая его относительно W , получим:

$$W = -\frac{R_{ф.п}}{2r_0 x_0 \tau_{\text{осн}}} + \sqrt{\left(\frac{R_{ф.п}}{2r_0 x_0 \tau_{\text{осн}}}\right)^2 + \frac{\Delta P}{\mu r_0 x_0 \tau_{\text{осн}}}} = -\frac{56 \cdot 10^{10}}{2 \cdot 3 \cdot 10^{13} \cdot 0,333 \cdot 6336} + \sqrt{\left(\frac{56 \cdot 10^{10}}{2 \cdot 3 \cdot 10^{13} \cdot 0,333 \cdot 6336}\right)^2 + \frac{9 \cdot 10^4}{10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{13} \cdot 0,333 \cdot 6336}} = 0,0336 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

4. Количество полученного фильтрата составит:

$$q = 0,0336 \cdot 10^{-3} \cdot 6336 = 0,213 \text{ м}$$

5. Производительность фильтра определяем по уравнению (VIII, 20):

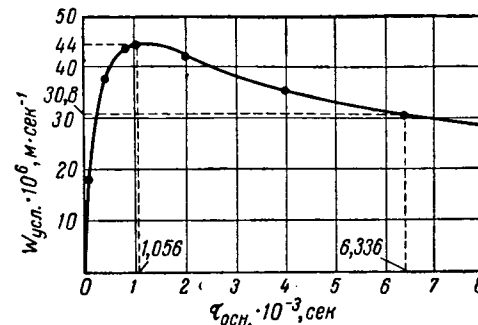
$$W_{\text{усл}} = \frac{0,213}{6336 + 600} = 0,0308 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

6. Отношение производительности фильтра при увеличенной продолжительности операции фильтрования к наибольшей производительности фильтра равно:

$$\frac{W_{\text{усл}}}{W_{\text{усл}}^{\text{max}}} = \frac{0,0308 \cdot 10^{-3}}{0,0440 \cdot 10^{-3}} = 0,7$$

Таким образом, при увеличении продолжительности операции фильтрования даже в 6 раз производительность фильтра уменьшается только на 30%.

Путем аналогичных расчетов для данного примера в координатах $\tau_{\text{осн}} - W_{\text{усл}}$ на рис. VIII-7 построена кривая. На этом рисунке отмечены также значения $\tau_{\text{осн}}$ и $W_{\text{усл}}$, вычисленные для примера 27 и данного примера. Как показывают расчеты, по мере увеличения продолжительности операции фильтрования постоянная скорость фильтрования уменьшается, а количество получаемого за одну операцию фильтрата возрастает.



Пример 33. Пользуясь уравнением (VIII, 29), определить графическую зависимость средней скорости фильтрования от степени разбавления жидкой фазы суспензии растворителем, если $\mu_r = 0,55 \cdot 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$, $\gamma = -1,55$, а величина c_r , вычисленная по уравнению (VIII, 30), составляет $10^{-6} \text{ н} \cdot \text{м}^{-1}$.

Решение

Значения $W_{\text{ср}}$, вычисленные по уравнению (VIII, 29), в зависимости от значений F , приведены ниже:

F	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8
$W_{\text{ср}} \cdot 10^3, \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$	0,198	0,266	0,312	0,330	0,310	0,260

По этим данным построена кривая (рис. VIII-8), соответствующая функциональной зависимости $W_{\text{ср}} = f(F)$. Отмечено также значение $F = 0,608$, найденное по уравнению (VIII, 31) для наибольшей производительности фильтра, которая соответствует средней скорости фильтрования $W_{\text{ср}} = 0,332 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$. Практическое значение имеет только та область степеней разбавления, которая находится влево от максимума, так как нецелесообразно увеличивать количество добавляемого растворителя, снижая одновременно производительность фильтра по сравнению с наибольшей.

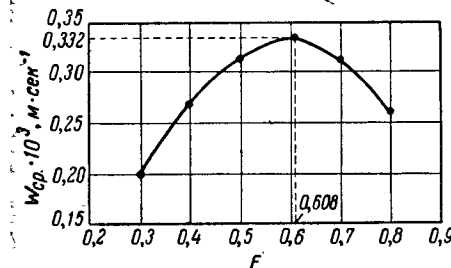


Рис. VIII-8. График к решению примера 33.

Из рис. VIII-8 видно, что при небольшом отклонении значения степени разбавления влево от величины 0,608 производительность фильтра по сравнению с наибольшей уменьшается незначительно. Так, если вместо 0,608 принять степень разбавления 0,5, то средняя скорость фильтрования уменьшится примерно до $0,31 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$, т. е. всего на 6%. Одновременно с этим количество добавляемого к суспензии и подлежащего в дальнейшем отгонке растворителя уменьшается приблизительно на 35%.

ГЛАВА IX РАЗДЕЛЕНИЕ СГУЩЕННЫХ И РАССЛАИВАЮЩИХСЯ СУСПЕНЗИЙ

РАЗДЕЛЕНИЕ СГУЩЕННЫХ СУСПЕНЗИЙ

С гущенной суспензией в дальнейшем будем называть слой осадка, получающийся на горизонтальной фильтровальной перегородке в результате осаждения твердых частиц исходной суспензии под действием силы тяжести, причем над слоем осадка образуется слой чистой жидкости. Полное сгущение исходной суспензии достигается, когда осаждение твердых частиц заканчивается и высота слоя сгущенной суспензии перестает увеличиваться.

Для повышения производительности фильтра разделение суспензии на влажный осадок и чистую жидкость иногда производят в две стадии. Сначала суспензию сгущают отстаиванием, а затем полученную сгущенную суспензию разделяют на фильтре. В практических условиях при отстаивании суспензия может не достигнуть состояния полного сгущения, но свойства полученной суспензии будут близки к свойствам сгущенной суспензии.

Изучение закономерностей разделения сгущенных суспензий фильтрованием представляет практический интерес. В связи с этим проведено исследование процесса разделения сгущенных водных суспензий гидроокисей алюминия, хрома и меди [187].

Опыты проводились на установке (рис. IV-12), в которой в качестве фильтра применяли прибор с прозрачными стенками из органического стекла (рис. IV-13).

В первой серии опытов на фильтр помещали в необходимом количестве исходную суспензию, которая затем в течение некоторого времени разделялась под действием силы тяжести на нижний слой сгущенной суспензии и верхний слой чистой жидкости. После этого под фильтровальной перегородкой создавали вакуум и под действием разности давлений разделяли сгущенную суспензию на обычный осадок и фильтрат. При этом установлено, что во время разделения толщина слоя чистой жидкости над сгущенной суспензией остается постоянной до тех пор, пока не закончится ее разделение, а затем чистая жидкость фильтруется через слой полученного осадка постоянной толщины.

Постоянство толщины слоя чистой жидкости над слоем сгущенной суспензии во время ее разделения на фильтре указывает на то, что во время этого процесса не происходит перемещения жидкости относительно твердых частиц сгущенной суспензии в направлении действия разности давлений.

Установлено также, что указанное перемещение жидкости не происходит и в том случае, если над сгущенной суспензией находится не слой чистой жидкости, а воздух, который не проникает в пространство между твердыми частицами сгущенной суспензии. В этом отношении сгущенные и обычные суспензии обладают одинаковыми свойствами.

Во второй серии опытов исследуемая суспензия расслаивалась в сосуде 5 (рис. IV-12), из которого нижний слой сгущенной суспензии в необходимом количестве поступал на фильтр 1. Для фильтрования при постоянной разности давлений в ресивере 4 и приемнике 3 создавали требуемое разрежение.

Во время опыта измеряли начальную высоту слоя сгущенной суспензии $h_{сг.с.}$, конечную высоту слоя осадка $h_{ос.}$, температуру суспензии, несколько значений продолжительности фильтрования τ и объема полученного фильтрата q . Все опыты проводились при температуре 18°С и незначительном сопротивлении фильтровальной перегородки, состоящей из двух слоев фильтровальной бумаги.

Результаты опытов обрабатывались по уравнению (II, 27). В этом уравнении вместо μ_0 подставляли величину r_0 (стр. 34), поскольку вязкость жидкой фазы суспензии остается постоянной, а вместо x_0 подставляли величину $x_{ос}$ — отношение объема осадка к объему фильтрата для сгущенной суспензии, вычисляемое из уравнения:

$$x_{ос} = \frac{n_{ос}}{h_{сг.с.} - h_{ос}} \quad (IX, 1)$$

С учетом сказанного уравнение (II, 27) можно написать в виде:

$$\frac{\tau}{q} = \frac{r_0 x_{ос}}{2 \Delta P} q \quad (IX, 2)$$

На основании опытных данных, найденных при разделении сгущенной суспензии гидроокиси хрома, в координатах $q - \tau/q$ для различных значений ΔP получены прямые линии, проходящие через начало координат (рис. IX-1).

Это показывает, что закономерность фильтрования сгущенной суспензии аналогична закономерности фильтрования обычной суспензии.

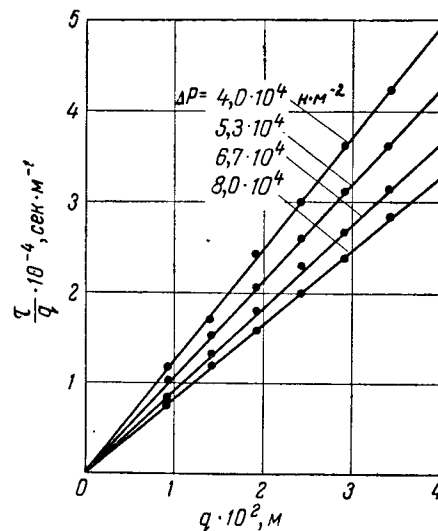


Рис. IX-1. Зависимость отношения τ/q от величины q для сгущенной суспензии гидроокиси хрома.

Наклон прямых линий к оси абсцисс, как следует из уравнения (IX, 2), определяется равенством

$$M = \frac{r_o x_{oc}}{2 \Delta P}$$

откуда

$$r_o = \frac{2M \Delta P}{x_{oc}} \quad (IX, 3)$$

На рис. IX-2 показана графическая зависимость $r_o = f(\Delta P)$. В координатах $\Delta P - r_o$ нанесены значения удельного сопротивления осадка (черные кружки), вычисленные по уравнению (IX, 3), а также значения удельного сопротивления осадка (белые кружки), найденные в опытах по разделению обычной суспензии гидроксида хрома, полученной при соблюдении тех же условий, которые были приняты при приготовлении сгущенной суспензии. Как видно из рис. IX-2, значения удельного сопротивления осадков, полученных при разделении обеих суспензий, располагаются около одной кривой.

Обычным путем установлено, что уравнение, выражающее зависимость удельного сопротивления осадка от разности давлений, в данном случае имеет вид:

$$r_o = 6,7 \cdot 10^6 \Delta P^{0,945} \quad (IX, 4)$$

Очевидно, что отношения объема осадка к объему фильтрата для сгущенной и обычной суспензий не одинаковы. Однако путем обработки

опытных данных найдено, что графическая зависимость отношения объема осадка к объему фильтрата от разности давлений для обеих суспензий выражается геометрически подобными кривыми.

Такие же результаты были получены при исследовании остальных суспензий.

На основании проведенной работы можно сделать следующие выводы:

1. При разделении сгущенной суспензии фильтрованием не происходит перемещения жидкости относительно твердых частиц суспензий в направлении действия разности давлений.

2. Закономерности разделения фильтрованием сгущенных и обычных суспензий одинаковы.

РАЗДЕЛЕНИЕ РАССЛАИВАЮЩИХСЯ СУСПЕНЗИЙ

Многие суспензии в процессе фильтрования расслаиваются под действием силы тяжести с образованием слоя сгущенной суспензии и слоя чистой жидкости. Расслаивание становится тем заметнее, чем больше скорость осаждения твердых частиц и чем меньше скорость фильтрования. В связи с этим суспензии можно разделить на расслаивающиеся и нерасслаивающиеся. В фильтрах с горизонтальной перегородкой, над которой находится слой суспензии, в процессе фильтрования над осадком часто образуется слой сгущенной суспензии; в этих случаях по существу происходит разделение сгущенной суспензии.

Уравнения фильтрования с образованием слоя осадка на фильтровальной перегородке не учитывают осаждение твердых частиц под действием силы тяжести и дают удовлетворительные результаты только для медленно расслаивающихся суспензий.

Уже указывалось, что закономерности фильтрования искажаются в результате осаждения твердых частиц суспензии [20, 47, 48]. Однако данных об исследовательских работах в этой области опубликовано очень мало [189].

В дальнейшем в первую очередь подробно рассматривается наиболее характерный в данной связи процесс фильтрования с образованием сжимаемого осадка на горизонтальной фильтровальной перегородке при постоянной разности давлений.

Затем кратко описываются процессы фильтрования с образованием несжимаемого осадка при различных положениях фильтровальной перегородки и постоянной разности давлений или постоянной скорости процесса.

Процессы разделения расслаивающихся суспензий с образованием сжимаемого осадка. Этот процесс был исследован на установке, описанной ранее (стр. 127), причем установлено последовательное протекание четырех стадий фильтрования. На рис. IX-3 схематически показано расположение слоев осадка, фильтрата, сгущенной суспензии и чистой жидкости для всех четырех стадий, а также для начального, конечного и переходных моментов фильтрования. Очевидно, количество фильтрата равно объему (внутри фильтра) между первоначальным уровнем суспензии ($a_0 - a_0$) и уровнем жидкости в данный момент ($a - a$).

В начальный момент (рис. IX-3, А) на фильтре находится только слой исходной суспензии. Во время первой стадии фильтрования (рис. IX-3, Б) в результате осаждения твердых частиц наверху появляется чистая жидкость; одновременно с этим образуется фильтрат, и уровень жидкости на фильтре соответственно понижается. Для этой стадии характерно наличие на фильтре трех слоев — чистой жидкости, исходной суспензии и осадка. При этом скорость фильтрования еще настолько велика, что осаждающиеся под действием силы тяжести твердые частицы поглощаются образующимся осадком и не успевают накопиться в виде слоя

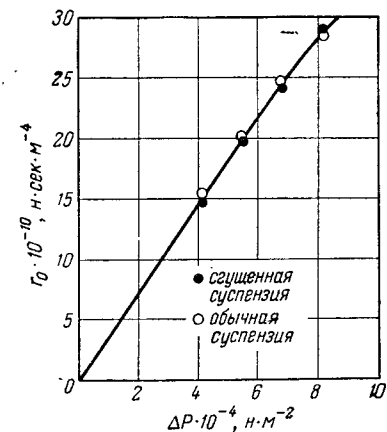


Рис. IX-2. Зависимость величины r_o от ΔP для сгущенной и обычной суспензий гидроксида хрома.

сгущенной суспензии. Однако по мере уменьшения скорости фильтрования (вследствие возрастания высоты слоя осадка) влияние осаждающихся с постоянной скоростью твердых частиц увеличивается. Наконец наступает момент, когда осаждающиеся твердые частицы не успевают полностью поглощаться осадком и над последним появляется слой сгущенной суспензии. Это соответствует моменту перехода от первой стадии ко второй (рис. IX-3, В). Можно считать, что во время первой стадии концентрация очередных разделяемых порций суспензии постоянно увеличивается, так как влияние осаждающихся твердых частиц становится все более заметным. Нетрудно убедиться, что отношение объема осадка к объему

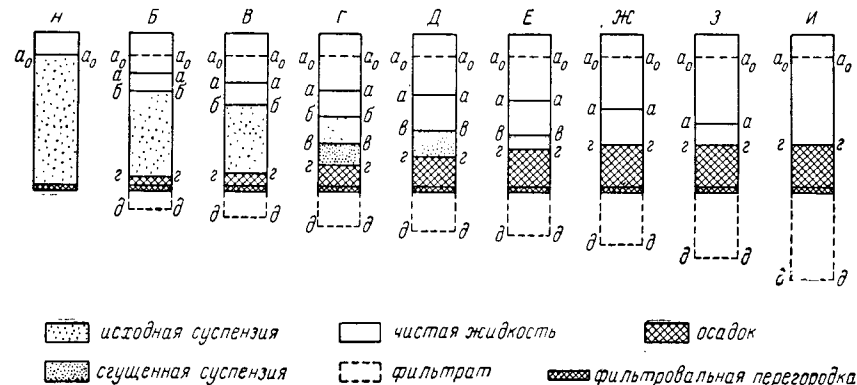


Рис. IX-3. Расположение различных слоев при фильтровании расслаивающихся суспензий с образованием сжимаемого осадка.

фильтрата в начале первой стадии равно x_0 , а в конце — x_{oc} , поскольку над осадком появляется слой сгущенной суспензии. Таким образом, процесс фильтрования во время первой стадии характеризуется переменным отношением объема осадка к объему фильтрата x .

Для второй стадии (рис. IX-3, Г) характерно наличие на фильтре четырех слоев — чистой жидкости, исходной суспензии, сгущенной суспензии и осадка. При этом фильтрование происходит при постоянном значении x_{oc} , поскольку над осадком постоянно находится слой сгущенной суспензии и во время второй стадии по существу происходит разделение именно этой суспензии.

Окончанием второй стадии и началом третьей стадии можно считать момент исчезновения слоя исходной суспензии, полностью расслаившейся на чистую жидкость и сгущенную суспензию (рис. IX-3, Д). Во время третьей стадии на фильтре находятся три слоя — чистая жидкость, сгущенная суспензия и осадок (рис. IX-3, Е). Фильтрование во время этой стадии происходит также при постоянном значении x_{oc} . Особенностью третьей стадии яв-

ляется постоянство высоты слоя чистой жидкости, поскольку процесс расслаивания уже закончился. Третья стадия заканчивается в момент исчезновения слоя сгущенной суспензии (рис. IX-3, Ж).

Во время четвертой стадии происходит фильтрование чистой жидкости через слой осадка (рис. IX-3, З); заканчивается эта стадия в момент исчезновения слоя чистой жидкости (рис. IX-3, И).

При проведении опытов вполне отчетливо удается наблюдать только перемещение верхней границы чистой жидкости и верхних границ исходной или сгущенной суспензии, а также положения верхней границы осадка в четвертой стадии. Визуальное наблюдение за перемещением границ между исходной и сгущенной суспензиями, а также между сгущенной суспензией и осадком обычно невозможно.

Первая стадия может иметь существенное значение при условии, если медленно расслаивающаяся суспензия фильтруется в течение длительного времени, например на периодически действующих нутчах, или быстро расслаивающаяся суспензия фильтруется в течение короткого времени, например на непрерывно действующих фильтрах с горизонтальными дисками или лентами.

Во время первой стадии происходят следующие явления:

а) высота слоя чистой жидкости равномерно увеличивается, что обусловлено равномерной скоростью осаждения твердых частиц под действием силы тяжести;

б) количество фильтрата постоянно увеличивается, а скорость фильтрования вследствие возрастания высоты слоя осадка постепенно уменьшается;

в) высота слоя осадка постоянно возрастает, однако характер изменения скорости образования осадка без дополнительного анализа установить не удастся, так как скорость фильтрования непрерывно уменьшается, а величина x постепенно увеличивается.

Уравнение фильтрования для первой стадии можно вывести следующим образом. Если для упрощения считать, что фильтр имеет вертикальные стенки и постоянное поперечное сечение, то высоты различных слоев осадка на фильтре будут численно равны объемам этих слоев, отнесенным к 1 м^2 поверхности фильтрования. Поэтому в дальнейшем толщину слоя осадка h_{oc} заменим величиной q_{oc} .

Для любого момента времени в течение первой стадии величина x_0 может быть выражена отношением объема осадка к сумме объемов фильтрата и чистой жидкости, так как свойства еще не разделенной части исходной суспензии остаются неизменными:

$$x_0 = \frac{q_{oc}}{q + q_{ч.ж}} \quad (\text{IX, 5})$$

где $q_{ч.ж}$ — объем чистой жидкости, отнесенный к 1 м^2 поверхности фильтрования, м.

Принимая скорость осаждения твердых частиц постоянной, можно написать:

$$q_{\text{ч. ж}} = W_{\text{ос}} \tau \quad (\text{IX, 6})$$

где $W_{\text{ос}}$ — скорость осаждения твердых частиц, $\text{м} \cdot \text{сек}^{-1}$.

Подставляя значение $q_{\text{ч. ж}}$ из уравнения (IX, 6) в уравнение (IX, 5), находим:

$$x_0 = \frac{q_{\text{ос}}}{q + W_{\text{ос}} \tau}$$

откуда

$$q_{\text{ос}} = x_0 (q + W_{\text{ос}} \tau) \quad (\text{IX, 7})$$

Относя основное дифференциальное уравнение фильтрования (II, 5) к 1 м^2 поверхности фильтрования и заменяя в нем μr_0 на r_0 и $\mu R_{\text{ф. п}}$ на $R_{\text{ф. п}}$, получим:

$$\frac{dq}{d\tau} = \frac{\Delta P}{r_0 x_0 q + R_{\text{ф. п}}}$$

Поскольку $x_0 q = q_{\text{ос}}$, то с учетом уравнения (IX, 7) можно написать:

$$\frac{dq}{d\tau} = \frac{\Delta P}{r_0 x_0 (q + W_{\text{ос}} \tau) + R_{\text{ф. п}}}$$

Разделив числитель и знаменатель правой части последнего уравнения на ΔP и принимая

$$\frac{r_0 x_0}{\Delta P} = n \quad (\text{IX, 8})$$

получим:

$$\frac{dq}{d\tau} = \frac{1}{nq + nW_{\text{ос}} \tau + \frac{R_{\text{ф. п}}}{\Delta P}}$$

или

$$\frac{d\tau}{dq} = nq + nW_{\text{ос}} \tau + \frac{R_{\text{ф. п}}}{\Delta P} \quad (\text{IX, 9})$$

После интегрирования уравнения (IX, 9) обычными методами получаем окончательное уравнение фильтрования для первой стадии:

$$\tau = \left(\frac{1}{W_{\text{ос}}} + \frac{R_{\text{ф. п}}}{\Delta P} \right) \left(\frac{e^{nW_{\text{ос}} q} - 1}{nW_{\text{ос}}} \right) - \frac{q}{W_{\text{ос}}} \quad (\text{IX, 10})$$

Уравнение (IX, 10) неудобно для практического применения, поскольку переменная величина q входит в состав показателя степени при основании натуральных логарифмов. Для упрощения уравнение (IX, 10) можно преобразовать в безразмерное.

После умножения обеих частей этого уравнения на $W_{\text{ос}}$ и деления на q получим:

$$\frac{W_{\text{ос}} \tau}{q} = \left(1 + \frac{W_{\text{ос}} R_{\text{ф. п}}}{\Delta P} \right) \left(\frac{e^{nW_{\text{ос}} q} - 1}{aW_{\text{ос}} q} \right) - 1 \quad (\text{IX, 11})$$

В уравнение (IX, 11) входят три безразмерных комплекса (критерия фильтрования):

$$Fl_{II} = \frac{W_{\text{ос}} \tau}{q} \quad (\text{IX, 12})$$

$$Fl_{III} = nW_{\text{ос}} q \quad (\text{IX, 13})$$

$$Fl_{IV} = \frac{W_{\text{ос}} R_{\text{ф. п}}}{\Delta P} \quad (\text{IX, 14})$$

Таким образом, уравнение фильтрования для первой стадии может быть написано в виде:

$$Fl_{II} = (1 + Fl_{IV}) \left(\frac{e^{Fl_{III}} - 1}{Fl_{III}} \right) - 1 \quad (\text{IX, 15})$$

Все безразмерные комплексы в уравнении (IX, 15) имеют определенный физический смысл.

Определяемый критерий Fl_{II} по своей структуре идентичен с критерием гомотехронности, характеризующим течение неустановившихся процессов, к числу которых относится рассматриваемый процесс фильтрования. Принимая во внимание уравнение (IX, 6), получим:

$$Fl_{II} = \frac{q_{\text{ч. ж}}}{q} \quad (\text{IX, 16})$$

Таким образом, критерий Fl_{II} представляет собой отношение высоты слоя чистой жидкости к высоте слоя фильтрата в любой момент фильтрования.

С учетом уравнений (II, 4) и (IX, 8) критерий Fl_{II} может быть написан в виде:

$$Fl_{III} = \frac{W_{\text{ос}} R_{\text{ос}}}{\Delta P} \quad (\text{IX, 17})$$

где $R_{\text{ос}}$ — сопротивление слоя осадка, отнесенное к фильтрату с неизменной вязкостью, $\text{н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-3}$.

В таком виде критерий Fl_{III} аналогичен критерию Fl_{IV} . Разница между ними состоит в том, что в первый входит сопротивление слоя осадка, а во второй — сопротивление фильтровальной перегородки. В числители формул для обоих критериев входят факторы, способствующие увеличению количества чистой жидкости, а в знаменатели — фактор, способствующий увеличению количества фильтрата. Действительно, чем больше скорость осаждения твердых частиц, тем быстрее увеличивается слой чистой жидкости; чем больше сопротивление слоя осадка и сопротивление перегородки, тем медленнее происходит фильтрование и тем больше относительное количество чистой жидкости; чем больше разность давлений, тем быстрее образуется фильтрат.

Анализ уравнения (IX, 15) показывает, что отношение высоты слоя чистой жидкости к высоте слоя фильтрата увеличивается по мере увеличения факторов, способствующих образованию чистой

жидкости, и уменьшается при возрастании фактора, способствующего образованию фильтрата.

При условии, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь (величина $Fl_{IV} = 0$), уравнение (IX, 15) упрощается:

$$Fl_{II} = \frac{e^{Fl_{III}} - 1}{Fl_{III}} - 1 \quad (IX, 18)$$

На рис. IX-4 (кривая 1) показана функциональная зависимость $\lg Fl_{II} = f(\lg Fl_{III})$, построенная в соответствии с уравнением (IX, 18).

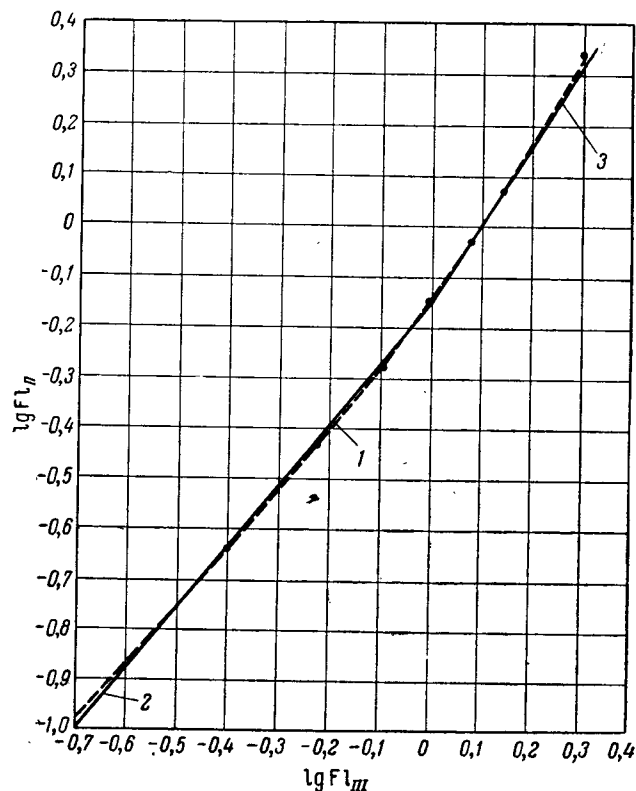


Рис. IX-4. Зависимость $\lg Fl_{II}$ от $\lg Fl_{III}$:
1 — для уравнения (IX, 18); 2 — для уравнения (IX, 19); 3 — для уравнения (IX, 20).

Значение критерия Fl_{III} ограничено пределами 0—2, поэтому величина критерия Fl_{II} изменяется от 0 до $\sim 2,2$, что охватывает широкий диапазон отношений количества чистой жидкости к количеству фильтрата.

Как видно из рис. IX-4, уравнение (IX, 18) достаточно точно может быть выражено двумя более простыми уравнениями общего вида (кривые 2 и 3):

$$Fl_{II} = A Fl_{III}^{\Omega}$$

где A и Ω — постоянные, причем $\Omega > 1$.

Найдено, что для значений $\lg Fl_{III} < 0$ или $Fl_{III} < 1$

$$Fl_{II} = 0,69 Fl_{III}^{1,20} \quad (IX, 19)$$

а для значений $\lg Fl_{III} > 0$ или $Fl_{III} > 1$

$$Fl_{II} = 0,69 Fl_{III}^{1,60} \quad (IX, 20)$$

Найденные теоретические закономерности фильтрования расслаивающихся суспензий проверены экспериментально разделением на фильтре водных суспензий, обладающих различными свойствами, в частности суспензий гидроокисей алюминия, хрома, меди, железа, а также мела, талька, крахмала и закиси меди. Опыты проводились при постоянной разности давлений до $9 \cdot 10^4$ н·м⁻², причем высота слоя суспензии на фильтре достигала 0,4 м. Сопротивлением фильтровальной перегородки, состоящей из двух слоев фильтровальной бумаги, оказалось возможным пренебречь, так как оно было незначительным по сравнению с сопротивлением слоя осадка.

На основании одного из опытов на рис. IX-5 графически изображен процесс разделения суспензии гидроокиси хрома. Ось ординат соответствует отрезку шкалы на фильтре $h_{ш}$ (в м), верхняя точка которого совпадает с уровнем суспензии в начале фильтрования, а нижняя — с уровнем фильтровальной перегородки.

Кривые характеризуют перемещение границ между различными слоями в зависимости от продолжительности фильтрования τ (в мин). Кривая 1 соответствует перемещению верхнего уровня чистой жидкости и выражает функциональную зависимость $q = f(\tau)$. Кривая 2 соответствует перемещению верхнего уровня исходной или сгущенной суспензии и выражает функциональную зависимость $q + q_{ч.ж} = f(\tau)$. Расстояние по вертикали между кривыми 1 и 2 определяет высоту слоя чистой жидкости. Построенная на основании этого кривая 3 выражает функциональную зависимость $q_{ч.ж} = f(\tau)$. При этом отсчет значений q и $q_{ч.ж}$ производится от верхней горизонтали графика. Кривая 4, соответствующая функциональной зависимости $q_{ос} = q(\tau)$, нанесена ориентировочно.

Положение правой пограничной вертикали, отделяющей вторую и третью стадии от четвертой стадии, устанавливается непосредственно из опыта по достижении постоянной высоты слоя осадка (прямая $q_{ос} = \text{const}$). Положение левой пограничной вертикали, отделяющей первую стадию от второй и третьей стадий, устанавливается дополнительным графическим построением, которое здесь не приводится. Границу между второй и третьей стадиями из опыта установить затруднительно, однако эта граница не имеет большого значения, так как во время обеих стадий по существу происходит разделение сгущенной суспензии. Из верхнего левого угла графика по точкам кривой 3 до пересечения с левой пограничной вертикалью проведена прямая $W_{ос} = \text{const}$. Эта прямая определяет постоянную скорость осаждения твердых частиц суспензии.

По специально разработанной методике, которая здесь не рассматривается, из результатов опытов можно вычислить постоянные фильтрования для всех четырех стадий процесса. Установлено, что величина удельного сопротивления осадка практически одинакова для всех стадий.

Кривая 5 построена по уравнению (IX, 10) при $R_{ф.п} = 0$ (с использованием найденных значений постоянных фильтрования) путем вычисления значений τ для ряда величин q . Эта кривая, как и следовало ожидать, удовлетворительно совпадает с кривой 1.

Кривая 6 построена по обычному уравнению фильтрования, не учитывающему осаждение твердых частиц под действием силы тяжести. Эта кривая заметно отклоняется от кривой 1, при этом величины q на кривых 5 и 6 в конце первой стадии отличаются на 12%.

Нетрудно видеть, что количество фильтрата, вычисленное по обычному уравнению фильтрования, получается больше, чем оно есть в действительности, так как на рассматриваемом графике отсчет производится от верхней горизонтали.

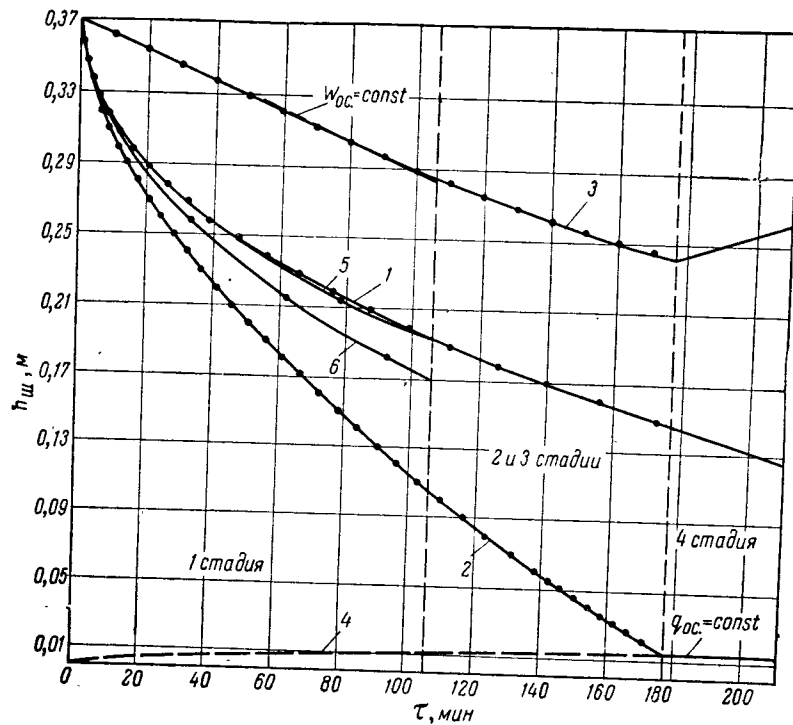


Рис. IX-5. Графическое изображение процесса фильтрования при разделении расслаивающейся суспензии гидроокиси хрома:

1 — для $q=f(\tau)$; 2 — для $q+q_{ч,ж}=f(\tau)$; 3 — для $q_{ч,ж}=f(\tau)$; 4 — для $q_{ос}=f(\tau)$; 5 — для уравнения (IX, 10) при $R_{ф.п}=0$; 6 — для обычного уравнения фильтрования.

По известным величинам постоянных фильтрования $W_{ос}$, x_0 и r_0 вычислены значения критериев Fl_{II} и Fl_{III} для различных моментов времени в течение первой стадии в опытах по фильтрованию всех исследованных суспензий.

Вычисленные значения критериев нанесены в координатах $\lg Fl_{III} - \lg Fl_{II}$ на графике (рис. IX-6). Из этого рисунка видно, что процесс фильтрования расслаивающихся суспензий вполне удовлетворительно описывается уравнениями (IX, 19) и (IX, 20).

Закономерности фильтрования расслаивающихся суспензий в течение второй и третьей стадий выражаются обычными уравнениями фильтрования, в которые в этом случае следует вводить определяемую опытным путем величину отношения объема осадка к объему фильтрования для сгущения суспензии.

Расчеты показывают, что при использовании уравнений, в которых не учитывается осаждение твердых частиц, общая продолжительность всех четырех стадий фильтрования расслаивающейся

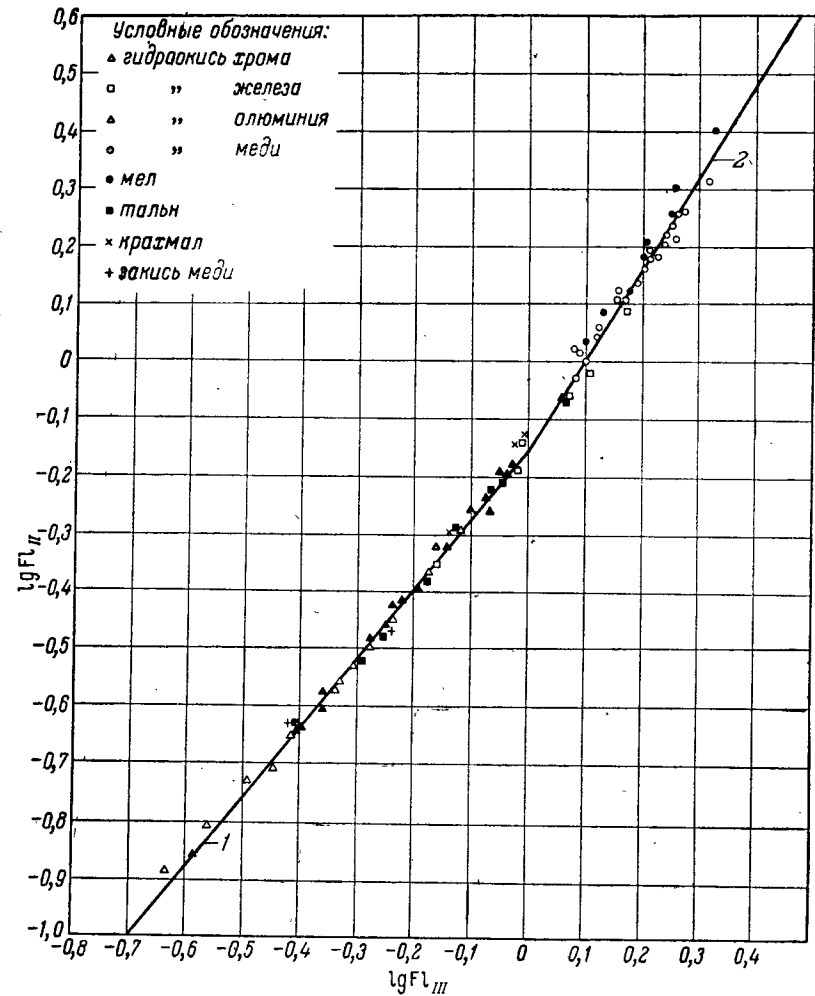


Рис. IX-6. График экспериментальной зависимости $\lg Fl_{II} = f(\lg Fl_{III})$: 1 — для уравнения (IX, 19); 2 — для уравнения (IX, 20).

суспензии в отдельных случаях оказывается в 1,5 раза меньше, чем при использовании рассмотренных выше уравнений.

Следует отметить, что установленные закономерности практически можно применить только к таким суспензиям, которые отличаются стесненным осаждением твердых частиц. Однако такие суспензии на практике встречаются довольно часто.

Процессы разделения расслаивающихся суспензий с образованием несжимаемого осадка. В дальнейшем (стр. 322) фильтры классифицированы на три группы по признаку взаимного направления действия силы тяжести и движения фильтрата. В фильтрах первой группы эти направления совпадают и суспензия находится над фильтровальной перегородкой; в фильтрах второй группы оба направления противоположны и суспензия помещается под фильтровальной перегородкой; в фильтрах третьей группы рассматриваемые направления перпендикулярны и суспензия находится рядом с фильтровальной перегородкой.

Расслаивающиеся суспензии можно разделять на фильтрах всех трех групп и проводить фильтрование при постоянной разности давлений или постоянной скорости процесса. Таким образом, существует шесть вариантов разделения расслаивающихся суспензий на фильтрах. При этом каждый из упомянутых вариантов разделения характеризуется своими закономерностями. Для процессов, протекающих в фильтрах, где направления действия силы тяжести и движения фильтрата перпендикулярны, теоретический вывод таких закономерностей затруднителен.

Процесс на фильтре, где направления действия силы тяжести и движения фильтрата совпадают, при постоянной разности давлений исследован ранее [211]. Он состоит из двух стадий: на первой стадии, протекающей при возрастающем отношении объема осадка к объему фильтрата, происходит расслаивание суспензии с образованием слоя чистой жидкости и разделение суспензии при помощи фильтровальной перегородки с образованием слоя осадка; в течение второй стадии осуществляется фильтрование чистой жидкости сквозь слой осадка постоянной толщины.

Первая стадия описывается тем же уравнением (IX, 10), которое характеризует первую стадию разделения расслаивающихся суспензий с образованием сжимаемого осадка. Вторая стадия описывается обычным уравнением фильтрования чистой жидкости сквозь слой осадка постоянной толщины.

Процесс на фильтре, где направления действия силы тяжести и движения фильтрата совпадают, при постоянной скорости фильтрования также состоит из двух стадий: в течение первой стадии, протекающей при постоянном отношении объема осадка к объему фильтрата, происходит расслаивание суспензии с образованием слоя чистой жидкости и разделение суспензии при помощи фильтровальной перегородки с образованием осадка; на второй стадии протекает фильтрование чистой жидкости сквозь слой осадка постоянной толщины.

Первая стадия характеризуется уравнением [212]:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{нач}} + r_o x_o W (W + W_{oc}) \tau \quad (\text{IX, 21})$$

где $\Delta P_{\text{нач}} = WR$.

При $W_{oc} = 0$ (осаждение не происходит) уравнение (IX, 21) принимает вид обычного уравнения для процесса разделения не-

расслаивающихся суспензий при постоянной скорости фильтрования. При $W = 0$ (фильтрование не происходит) из уравнения (IX, 21) следует, что $\Delta P = 0$.

Вторая стадия описывается тем же уравнением, как и в предыдущем случае.

Для первой стадии процесса на фильтре, когда направления действия силы тяжести и движения фильтрата противоположны, при постоянной разности давлений выводится уравнение, которое отличается от уравнения (IX, 10) только знаками и имеет следующий вид:

$$\tau = \left(\frac{1}{W_{oc}} - \frac{R_{\Phi, n}}{\Delta P} \right) \left(\frac{e^{-n W_{oc} q} - 1}{n W_{oc}} \right) + \frac{q}{W_{oc}} \quad (\text{IX, 22})$$

Поскольку суспензия находится под фильтровальной перегородкой, первая стадия заканчивается, когда уменьшающаяся скорость фильтрования W становится равной постоянной скорости осаждения твердых частиц W_{oc} . При этом отношение объема осадка к объему фильтрата становится равным нулю и начинается следующая стадия.

Для первой стадии процесса, протекающего в тех же условиях, но при постоянной скорости фильтрования, получается уравнение, которое отличается от уравнения (IX, 21) только знаком и имеет такую форму:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{нач}} + r_o x_o W (W - W_{oc}) \tau \quad (\text{IX, 23})$$

Эта стадия протекает при постоянном отношении объема осадка к объему фильтрата, причем указанное отношение тем меньше, чем больше скорость осаждения.

При $W_{oc} = 0$ (осаждение не происходит) уравнение (IX, 23) переходит в обычное уравнение для процесса разделения нерасслаивающихся суспензий при постоянной скорости фильтрования.

При $W_{oc} = W$ осуществляется процесс разделения расслаивающейся суспензии без образования осадка (отношение объема осадка к объему фильтрата равно нулю); количество фильтрата равно количеству чистой жидкости, получившейся в результате осаждения твердых частиц.

При $W_{oc} > W$ уравнение (IX, 23) неприменимо.

Уравнения для первых стадий некоторых процессов разделения расслаивающихся суспензий были выведены также другим путем [221, 222].

Так, для первой стадии процесса разделения, когда направления действия силы тяжести и движения фильтрата совпадают, при постоянной разности давлений дано уравнение:

$$\tau = \frac{q_K}{W_{oc}} \left[\frac{1 + \psi + \Phi \psi}{\Phi} \left(e^{\frac{\Phi}{1 + \Phi} \cdot \frac{q}{q_K} - 1} - \frac{q}{q_K} \right) \right] \quad (\text{IX, 24})$$

Соответственно для процесса разделения, происходящего в тех же условиях, но при постоянной скорости фильтрования, приведено уравнение:

$$\Delta P = r_o q_{oc,к} W \left[(1 + \varphi) \frac{q}{q_k} + \psi \right] \quad (IX, 25)$$

Здесь индекс «к» указывает на количество фильтрата и осадка в конце процесса фильтрования.

Если выразить φ и ψ алгебраически соответственно их физическому смыслу и подставить найденные выражения в уравнения (IX, 24) и (IX, 25), то после необходимых преобразований получатся уравнения (IX, 10) и (IX, 21).

Уравнения (IX, 24) и (IX, 25) подтверждены опытами по разделению на фильтре суспензий кварцевого песка в водно-глицириновом растворе; окиси железа и гипса в воде; натриевой соли 2,4-динитробензолсульфокислоты, 2-аминофенол-4-сульфометиламида и 2,5-дисульфокислоты анилина в кислых водных растворах некоторых неорганических солей.

Различные циклы процессов фильтрования [378]. Вернемся к рассмотренному ранее процессу разделения расслаивающихся суспензий с образованием сжимаемого осадка на горизонтальной фильтровальной перегородке и на примере этого процесса отметим возможные циклы, определяемые наличием отдельных стадий и их относительной продолжительностью.

Первый цикл отличается тем, что длительность первой стадии сравнительно невелика и ею можно пренебречь. Такой цикл наблюдается при относительно большой скорости осаждения твердых частиц или при достаточно большой продолжительности всего цикла.

Второй цикл характеризуется тем, что длительность первой стадии велика по сравнению с длительностью второй и третьей стадий, вследствие чего последними можно пренебречь. При этом вторая и третья стадии могут совсем отсутствовать, если расслаивание суспензии закончится раньше, чем над осадком появится слой сгущенной суспензии. Такой цикл наблюдается при относительно небольшой скорости осаждения твердых частиц или при достаточно малой продолжительности всего цикла.

Третий цикл отличается тем, что ни одной из стадий пренебречь нельзя.

Методы расчета фильтров для различных циклов фильтрования отличаются один от другого, поскольку различные стадии процесса описываются разными по своей структуре уравнениями.

Первым шагом в расчете фильтров, предназначенных для разделения рассматриваемых суспензий, является нахождение границы между первой и второй стадиями, что дает возможность установить цикл фильтрования. При этом граница между второй и третьей стадиями не имеет практического значения, а граница между третьей и четвертой стадиями устанавливается без затруднений [378].

Наиболее просто рассчитывается первый цикл, для которого получено такое уравнение:

$$r_o x_o \left(2 - \frac{x_o}{x_{oc}} \right) q^2 = 2 \Delta P \tau \quad (IX, 26)$$

где x_o и x_{oc} — отношение объема осадка к объему фильтрата для нерасслоившейся и сгущенной суспензии.

При расчете второго цикла необходимо пользоваться последовательно рядом уравнений вместо одного общего уравнения для всего цикла. Наиболее сложен расчет третьего цикла.

Описанные закономерности разделения расслаивающихся суспензий могут найти применение при расчете фильтров, в частности при анализе процессов, происходящих в фильтрах-отстойниках, где осуществляются одновременно процессы осаждения твердых частиц и фильтрования [213].

В соответствии с принципами анализа, изложенными в настоящей главе, были рассмотрены процессы в фильтре-отстойнике, где осуществляется разделение суспензий, получающихся при обработке промышленных сточных вод [427]. Такой фильтр-отстойник представляет собой прямоугольный резервуар из бетона с фильтровальной перегородкой в виде слоев песка и гравия. В нем происходят одновременные процессы осаждения твердых частиц под действием силы тяжести и фильтрование под влиянием переменного (уменьшающегося) гидростатического давления слоя разделяемой суспензии.

Вследствие небольшой движущей силы, выражаемой гидростатическим давлением, и значительного удельного сопротивления осадка разделение суспензии происходит медленно, от нескольких часов до нескольких десятков часов. В связи с этим, как было сказано ранее, первой стадией разделения суспензии при переменном отношении объема осадка к объему фильтрата можно пренебречь. Таким образом, можно считать, что в фильтре-отстойнике осуществляются вторая, третья и четвертая стадии, которые можно объединить в первый период, когда над осадком находится сгущенная суспензия (вторая и третья стадии) и второй период, когда над осадком находится чистая жидкость (четвертая стадия). Вследствие сложности происходящих в фильтре-отстойнике процессов была принята идеализированная модель разделения суспензии и применительно к фильтрованию при уменьшающемся гидростатическом давлении с использованием ряда допущений теоретически выведены следующие уравнения:

для первого периода

$$\left(1 - \frac{q_1}{h_c} \right) e^{q_1/h_c} = e^{B\tau_1} \quad (IX, 27)$$

для второго периода

$$\frac{q_2}{q_{ч.ж}} = 1 - e^{-C\tau_2} \quad (IX, 28)$$

Здесь

$$B = \frac{\gamma_{ч.ж}}{\mu r_o x_{oc} h_c} \text{ сек}^{-1} \quad (IX, 29)$$

$$C = \frac{\gamma_{ч.ж}}{\mu r_o x_{oc} q_1} \text{ сек}^{-1} \quad (IX, 30)$$

В приведенных уравнениях дополнительно обозначают: q_1 и q_2 — соответственно объемы фильтрата, отнесенные к 1 м² поверхности фильтрования в первый и второй периоды, м; τ_1 и τ_2 — продолжительности фильтрования соответственно для первого и второго периодов, сек; h_c — начальная высота слоя исходной суспензии, м.

Отсюда следует, что зависимости объема фильтрата от продолжительности фильтрования при уменьшающемся гидростатическом давлении выражаются безразмерными показательными функциями для обоих периодов.

Следует отметить, что в соответствии с теоретическим уравнением (IX, 28) окончание второго периода, когда объем фильтрата становится равным объему чистой жидкости, т. е. когда $q_2 = q_{ч. ж.}$, наступает при бесконечно большой продолжительности фильтрования, т. е. при $t_2 \rightarrow \infty$. Однако в действительности уравнение (IX, 28) при малой толщине слоя чистой жидкости над слоем осадка оказывается неприменимым, поскольку преобладающее значение получают новые факторы (трение, поверхностное натяжение), а не сила тяжести.

ПРИМЕРНЫЕ РАСЧЕТЫ

Пример 34. Определить продолжительность фильтрования при разделении суспензии гидроокиси алюминия, если требуется получить фильтрат в количестве $q = 0,180$ м при постоянном значении $\Delta P = 30\,600$ н · м⁻², причем предварительно установлено, что процесс соответствует первому циклу. Экспериментально найдено, что величина $r_0 = 9,62 \cdot 10^{10}$ н · сек · м⁻⁴, отношение объема осадка к объему фильтрата при разделении нерасслоившейся суспензии $x_0 = 0,1196$ и та же величина при разделении сгущенной суспензии $x_{ос} = 0,3440$.

Решение

Из уравнения (IX, 26) получаем:

$$\tau = \frac{9 \cdot 62 \cdot 10^{10} \cdot 0,1196 (2 - 0,1196 : 0,3440) 0,180^2}{2 \cdot 30\,600} = 10\,060 \text{ сек} \approx 167 \text{ мин}$$

Если не учитывать эффект расслаивания, т. е. считать, что $x_{ос} = x_0$, то из уравнения (IX, 26) получим $\tau = 100$ мин. При этом ошибка составит $[(167 - 100) : 167]100 = 40\%$.

ГЛАВА X

РАЗДЕЛЕНИЕ СУСПЕНЗИЙ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ВСПОМОГАТЕЛЬНЫХ ВЕЩЕСТВ

Нередко скорость фильтрования быстро уменьшается вследствие закупоривания пор фильтровальной перегородки проникающими в них твердыми частицами, как было описано в главе III. Такое явление наблюдается, если в суспензии содержатся тонкодисперсные твердые частицы размером приблизительно до 5 мкм при небольшой концентрации их, что затрудняет образование сводиков над входами в поры.

Скорость фильтрования может также быстро понизиться, если твердые частицы суспензии представляют собой легко деформируемые флоккулы, которые закрывают входы в поры фильтровальной перегородки.

В настоящее время для предотвращения уменьшения скорости фильтрования в обоих отмеченных случаях все большее распространение находит фильтрование с использованием вспомогательных веществ, которые являются тонкодисперсными, проникаемыми для жидкости материалами, задерживающими твердые частицы [226, 233].

Эти вещества либо наносят предварительно в виде слоя на фильтровальную перегородку, что предотвращает закупоривание ее пор частицами разделяемой суспензии, либо добавляют к суспензии перед ее разделением, что улучшает структуру образующегося осадка и уменьшает его удельное сопротивление.

В качестве вспомогательных веществ применяется большое число разнообразных материалов, к которым, в частности, относятся: диатомит, перлит, асбест, целлюлоза, древесная мука, древесный уголь, силикагель, гипс, летучая зола, а также смеси этих материалов, например диатомита с перлитом [214], диатомита с асбестом.

Свойства смешанных вспомогательных веществ определяются характеристиками составляющих их компонентов. Прибавление к диатомиту до 7,5% асбеста обеспечивает получение более устойчивых слоев вспомогательного вещества на фильтровальной перегородке, предотвращает проникание частиц диатомита через ее поры и облегчает отделение слоя вспомогательного вещества от ткани. Добавление волокнистых материалов, например асбеста или целлюлозы, в особенности необходимо, когда в качестве фильтровальной перегородки применяются относительно редкие сетки из проволоки или синтетических волокон.

В некоторых случаях вспомогательное вещество обладает адсорбционным действием, в результате чего при фильтровании могут отделяться частицы размером до 0,1 мкм [225]. Адсорбционная способность некоторых вспомогательных веществ (отбеливающая земля, активированный уголь) проявляется в обесцвечивании жидкой фазы суспензии, что используется при обработке жиров и масел.

Вспомогательные вещества применяются также при получении сахара, пива, вина, желатина, антибиотиков, глицерина, растворителей, синтетических смол, едкого натра, серы, солей урана, для очистки воды, гальванических растворов и в ряде других случаев. При этом используют фильтрпрессы, фильтры с горизонтальными камерами, листовые и патронные фильтры, вращающиеся барабанные фильтры.

ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ВСПОМОГАТЕЛЬНЫМ ВЕЩЕСТВАМ

Вспомогательные вещества оценивают по скорости фильтрования и чистоте фильтрата. Тонкодисперсные вспомогательные вещества обеспечивают получение чистого фильтрата, но имеют большое удельное сопротивление, вследствие чего скорость фильтрования при их использовании относительно невелика. Грубодисперсные вспомогательные вещества имеют пониженное удельное сопротивление, в соответствии с чем скорость фильтрования при их применении сравнительно высока, но при этом обычно получается мутный фильтрат. Поэтому при эмпирическом выборе вспомогательного вещества следует руководствоваться правилом: целесообразно выбирать такое вспомогательное вещество, которое обладает максимальным размером пор, определяемым размером и формой его частиц, и обеспечивает получение достаточно чистого фильтрата.

Вспомогательные вещества должны обладать рядом свойств. К их числу относятся:

а) Способность образовывать на фильтровальной перегородке осадок с высокой пористостью (0,85—0,90), что содействует повышению скорости фильтрования и создает пространство для аккумуляции твердых частиц. Не следует забывать, что величина пористости не определяется размером пор, поскольку высокая пористость возможна при наличии пор очень малого размера. В связи с этим необходимо отметить, что частицы диатомита или перлита имеют причудливую форму, предотвращающую их плотную укладку в слое вспомогательного вещества.

б) Малая удельная поверхность, поскольку гидравлическое сопротивление вызывается трением жидкости о поверхность частиц; при этом удельная поверхность частиц обратно пропорциональна их размеру. Степень дисперсности частиц и соответствующая разница в удельных поверхностях обуславливают главное различие в качестве вспомогательного вещества из одного и того же материала. Например, большинство сортов диатомита обладает приблизительно одинаковой пористостью; однако грубодисперсные

сорта, отличающиеся меньшим гидравлическим сопротивлением, имеют намного меньшую удельную поверхность, чем тонкодисперсные сорта, характеризующиеся повышенным гидравлическим сопротивлением.

в) Узкий фракционный состав, так как тонкодисперсные частицы увеличивают гидравлическое сопротивление слоя вспомогательного вещества, а крупнодисперсные частицы обладают худшим разделяющим действием. Для достижения желательного распределения частиц по размерам вспомогательное вещество подвергают обработке, состоящей в отделении крупнодисперсных частиц с последующей воздушной классификацией, при которой удаляются тонкодисперсные частицы.

г) В том случае, когда слой вспомогательного вещества образуется на достаточно редких сетках из проволоки или синтетических волокон, от оптимального распределения его частиц по размеру приходится отклоняться, добавляя небольшое количество крупнодисперсных частиц; это обеспечивает быстрое образование сводиков и отложение слоя вспомогательного вещества. Средний размер частиц одного из сортов диатомита составляет 8 мкм. Такие частицы будут проходить через отверстия в проволоочной сетке шириной 175 мкм. Однако нет необходимости добавлять значительное количество крупнодисперсных частиц размером более 175 мкм, поскольку сводики образуются из двух или более частиц меньшего размера; в рассматриваемом случае достаточно добавить небольшое количество частиц размером около 100 мкм.

Кроме того, вспомогательное вещество должно быть химически инертно по отношению к жидкой фазе суспензии и не растворяться в ней.

Каждое вспомогательное вещество должно иметь несколько сортов, отличающихся размером частиц; для разделения данной суспензии опытным путем подбирают наиболее подходящий сорт определенного вспомогательного вещества, способный удовлетворительно задерживать твердые частицы разделяемой суспензии. На свойства вспомогательного вещества влияет предшествующая физическая или химическая обработка. Задерживающая способность вспомогательного вещества, нанесенного на фильтровальную перегородку, зависит от концентрации его в суспензии и скорости фильтрования при его нанесении. Здесь наблюдаются такие же зависимости пористости и удельного сопротивления осадка от концентрации суспензии и скорости фильтрования, какие были отмечены в главе V для процесса разделения суспензий с образованием осадка на фильтровальной перегородке (стр. 159).

СПОСОБЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ВСПОМОГАТЕЛЬНЫХ ВЕЩЕСТВ

Эти способы состоят в следующем.

1. Вспомогательное вещество в необходимом количестве добавляется к разделяемой суспензии и равномерно распределяется

в ней перемешиванием, после чего осуществляется процесс фильтрации. При этом вспомогательное вещество увеличивает концентрацию твердых частиц; это способствует образованию сводиков и создает жесткую структуру, что уменьшает склонность флоккул к деформации. В связи со сказанным следует отметить, что для образования сводиков угловатые частицы предпочтительнее, чем округлые.

Существует общее приближенное правило, в соответствии с которым вес вспомогательного вещества, добавляемого к суспензии, должен быть равен весу содержащихся в ней твердых частиц; обычно количество вспомогательного вещества составляет 0,01—4% от веса суспензии, однако уточненное количество этого вещества можно установить только опытным путем. Количество вспомогательного вещества не должно быть слишком большим во избежание заметного уменьшения скорости фильтрации. Как уже отмечено, вспомогательное вещество необходимо выбирать с таким расчетом, чтобы при возможно большем размере своих частиц оно обеспечивало надлежащую четкость разделения исходной суспензии.

Кроме предохранения пор фильтровальной перегородки от закупоривания, добавление вспомогательного вещества к суспензии, дающей осадок с большим сопротивлением, может привести к уменьшению сопротивления в несколько раз.

Разделение на фильтре суспензии с добавлением к ней вспомогательного вещества протекает в соответствии с закономерностями фильтрации с образованием осадка на фильтровальной перегородке, рассмотренными в главе II. В обычных координатах продолжительность фильтрации — количество фильтрата получается кривая, проходящая через начало координат и приближающаяся к правильной параболе тем более, чем меньше сопротивление фильтровальной перегородки. В результате нанесения тех же величин в логарифмических координатах при условии, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь, получается прямая линия, наклоненная к оси абсцисс и отсекающая на оси ординат некоторый отрезок [234]. Наличие такой линейной зависимости позволяет экстраполировать результаты опыта, проведенного, например, в течение 1 ч, на продолжительность процесса в несколько часов. Эта возможность обуславливает большую экономию времени при выборе вспомогательного вещества, когда требуется провести значительное число опытов.

2. На поверхность фильтрации, главным образом, периодически действующих фильтров вспомогательное вещество может быть нанесено предварительно в виде слоя толщиной 0,8—2,5 мм, что соответствует расходу диатомита или перлита 2,5—7,5 н и целлюлозы или асбеста 1—5 н на 1 м² поверхности фильтрации. Нанесение слоя вспомогательного вещества производится разделением на данном фильтре его суспензии в чистом фильтрате, заранее полученном при разделении исходной суспензии, и сопро-

ждается циркуляцией жидкости до тех пор, пока не будет получен вполне прозрачный фильтрат; обычно это происходит приблизительно через 15 мин. Емкость сосуда для суспензии вспомогательного вещества должна в 1,5—2,0 раза превышать емкость фильтра и соединительных каналов. Упомянутый сосуд имеет пропеллерную мешалку с большими лопастями, вращающуюся с относительно небольшой скоростью. Вместо фильтрата, полученного при разделении исходной суспензии, можно использовать другую жидкость, совместимую с жидкой фазой этой суспензии.

При нанесении тонкого слоя вспомогательного вещества необходимо по возможности обеспечить его одинаковую толщину по всей поверхности фильтрации. Неравномерность этого слоя по толщине может возникнуть, в частности, из-за неодинакового сопротивления фильтровальной перегородки в различных ее частях, а также вследствие слишком быстрого или медленного поступления суспензии вспомогательного вещества на указанную перегородку.

Слой вспомогательного вещества действует как фильтровальная перегородка в последующем процессе фильтрации. При нанесении этого слоя на ткань или бумагу он предохраняет их поры от закупоривания. При нанесении на металлическую сетку он обеспечивает задерживание тонкодисперсных твердых частиц.

Предварительное нанесение тонкого слоя вспомогательного вещества на фильтровальную перегородку целесообразно в том случае, когда концентрация твердых частиц в разделяемой суспензии невелика.

Закономерности рассматриваемого процесса недостаточно ясны. По-видимому, здесь происходит проникание твердых частиц разделяемой суспензии в поры слоя вспомогательного вещества и задерживание этих частиц на поверхности упомянутого слоя.

Для предотвращения проникания в поры и отложения в виде вторичного слоя тонкодисперсных частиц суспензии, что в значительной мере может понизить скорость фильтрации, целесообразно к разделяемой суспензии прибавить дополнительное количество того же вспомогательного вещества [207, 247]. Прибавление вспомогательного вещества в разделяемую суспензию производится двумя путями. Если разделяемая суспензия получается периодически, вспомогательное вещество смешивается с ней в резервуаре с мешалкой. Если указанная суспензия получается непрерывно, вспомогательное вещество вводится также непрерывно в поток суспензии при помощи дозирующих устройств. Одна из возможных схем дозирования вспомогательного вещества показана на рис. X-1 [215].

Центробежный насос 1 подает суспензию на фильтр 2 по трубопроводу, на котором установлены расходомер 3 и нефелометр 4. Расходомер 3 при помощи автоматической системы воздействует на передаточное устройство 5, приводящее в движение дозироч-

ные насосы 6 и 7, которые подают суспензию вспомогательного вещества на фильтр 2 из резервуаров 8 и 9. Нефелометр 4 автоматически регулирует производительность насоса 6. Другой нефелометр 10, расположенный на трубопроводе, по которому удаляется фильтрат, автоматически регулирует производительность насоса 7. Таким образом, количество вспомогательного вещества, поступающего на фильтр 2, устанавливается в зависимости от расхода суспензии, степени мутности ее и фильтрата.

Возможно также поступление вспомогательного вещества в сухом виде из дозирующего питателя в небольшой резервуар с мешалкой, через который непрерывно протекает разделяемая суспензия.

3. На поверхность фильтрования вращающихся барабанных фильтров, работающих под вакуумом или давлением, предвари-

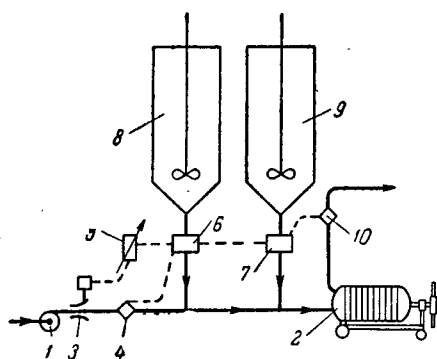


Рис. X-1. Схема непрерывного введения вспомогательного вещества в суспензию: 1 — центробежный насос; 2 — фильтр; 3 — расходомер; 4, 10 — нефелометры; 5 — передаточное устройство; 6, 7 — дозирующие насосы; 8, 9 — резервуары для суспензии вспомогательного вещества.

тельно наносят слой вспомогательного вещества толщиной 50—100 мм, используя суспензию этого вещества в заранее полученном фильтрате или в другой подходящей жидкости.

Во время нанесения слоя вспомогательного вещества не исключено образование в нем трещин, через которые твердые частицы при последующем фильтровании будут проникать к фильтровальной перегородке и закупоривать ее поры. Для предотвращения образования трещин вспомогательное вещество следует наносить в виде плотного слоя, что достигается применением суспензии вспомогательного вещества небольшой концентрации (2—4%) при наибольшей скорости вращения барабана фильтра. При этом разность давлений в начале нанесения слоя вспомогательного вещества должна быть относительно небольшой и постепенно возрастать по мере увеличения толщины этого слоя до значения, равного разности давлений в начале последующего процесса разделения исходной суспензии. Добавление к диатомиту или перлиту некоторых волокнистых веществ также способствует предотвращению растрескивания слоя вспомогательного вещества.

Вспомогательные вещества склонны к агрегации в нейтральных жидкостях. Поэтому, если разделяется исходная суспензия с достаточно высоким значением pH, для приготовления суспензии вспомогательного вещества не следует применять нейтральную жидкую фазу, поскольку при разделении упомянутой исходной суспен-

зии может произойти разрушение агрегатов вспомогательного вещества и растрескивание его слоя.

При разделении исходной суспензии в первую очередь закупориваются поры в той части слоя вспомогательного вещества, которая соприкасается с суспензией. В связи с этим при вращении барабана фильтра указанную часть слоя непрерывно срезают ножевым устройством, которое при помощи особого механизма медленно перемещается к фильтровальной перегородке. Скорость перемещения ножевого устройства обычно находится в пределах 0,01—0,1 мм за 1 оборот барабана. В результате постоянно образуется свежая поверхность фильтрования и скорость процесса не замедляется. В данном случае вспомогательное вещество должно выбираться так, чтобы тонкодисперсные частицы разделяемой суспензии проникали в него в минимальном количестве; это позволяет осуществлять фильтрование при очень тонкой срезаемой части слоя вспомогательного вещества. В некоторых случаях тонкодисперсные твердые частицы почти не проникают в поры слоя вспомогательного вещества; при этом ножевое устройство остается практически неподвижным в течение длительного времени. В таких условиях цикла фильтрования может продолжаться неделю и более.

Аналогичный способ работы можно применять и для фильтров периодического действия. Так, в горизонтальном цилиндрическом листовом фильтре внешняя часть достаточно толстого слоя вспомогательного вещества периодически срезается ножевым устройством, укрепленным на горизонтальном стержне, который при помощи винтового механизма может несколько перемещаться в горизонтальном направлении. В результате такого перемещения срезается внешняя часть слоя вспомогательного вещества толщиной 1—1,5 мм [209].

Закономерности описанного процесса достаточно сложны и мало изучены. Они рассмотрены далее при описании методов выбора вспомогательного вещества для вращающегося барабанного фильтра, когда тонкая внешняя часть слоя непрерывно срезается ножевым устройством.

4. При очень небольшом содержании твердых частиц в разделяемой суспензии, например порядка 0,01%, вспомогательное вещество может иногда применяться по существу как фильтровальная перегородка в условиях процесса с постепенным закупориванием пор. В этом случае количество предварительно наносимого вспомогательного вещества составляет 10—25 н на 1 м² поверхности фильтрования, а толщина его слоя равна 3—10 мм. Для описываемого процесса следует выбирать такое вспомогательное вещество, в поры которого твердые частицы разделяемой суспензии проникают, но не проходят сквозь них с фильтратом. Закономерности этого процесса соответствуют закономерностям фильтрования с постепенным закупориванием пор фильтровальной перегородки (см. главу III).

ХАРАКТЕРИСТИКИ НЕКОТОРЫХ ВСПОМОГАТЕЛЬНЫХ ВЕЩЕСТВ

Ниже рассмотрены характеристики разнообразных вспомогательных веществ, имеющих промышленное значение.

Диатомит [226, 233, 247, 248, 251, 253], называемый также диатомовой землей, инфузорной землей, кизельгуром, является наиболее широко применяемым вспомогательным веществом. Он используется, в частности, для разделения различных суспензий в

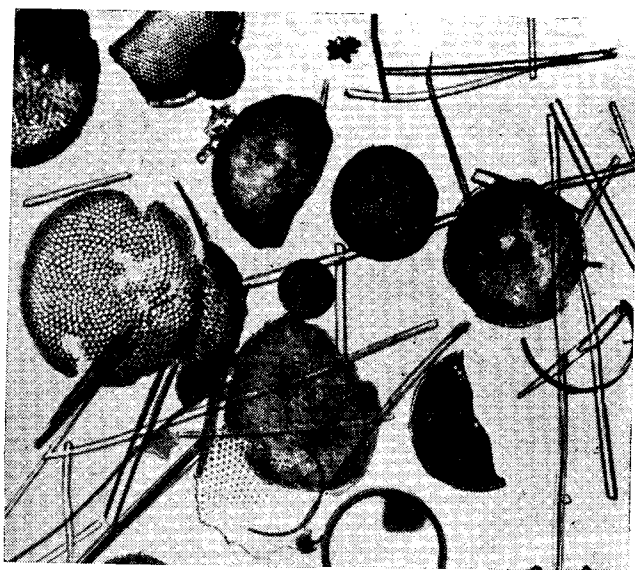


Рис. X-2. Вид природного диатомита под микроскопом.

химической промышленности, а также для фильтрования нефтяных продуктов, растительных масел, сахарных растворов, фруктовых соков, напитков.

Диатомит состоит из индивидуальных кремнеземных панцирей микроскопических третичных (миоценовых) водорослей диатомей, отложившихся в морских или пресных водах. Под микроскопом частицы диатомита обнаруживают большое разнообразие форм (рис. X-2), что способствует образованию слоя вспомогательного вещества с высокой пористостью.

Свойства диатомита различаются в зависимости от месторождения и характера физической и химической обработки. Так, в СССР имеются диатомиты, в частности, ульяновского и грузинского месторождений, а также лапландский диатомит; в США в зависимости от характера обработки различные сорта диатомита носят названия целиты, дикалиты и др.

Лучшие сорта целитов, состоящих на 94% из двуокиси кремния, имеют пористость 93% и удельную поверхность $2 \text{ м}^2/\text{мг}$; они могут задерживать твердые частицы в количестве, в 3 раза превышающем их собственный вес.

Природный диатомит измельчается на молотковой мельнице, высушивается, очищается в сепараторах от песка и других примесей и разделяется на фракции с различным размером частиц воздушной классификацией. После этого он частично дезинтегрируется при прохождении через ряд воздуходувок. Таким образом, получается очищенный природный диатомит, который может быть использован как вспомогательное вещество, но применяется, главным образом, в качестве наполнителя.

Обожженный диатомит получается из очищенного природного диатомита при обработке во вращающейся печи, где последний подвергается действию постепенно повышающейся температуры, после чего измельчается и классифицируется для отделения крупных агломератов, а также очень тонкодисперсных частиц. Обожженный диатомит применяется в качестве вспомогательного вещества и отличается хорошей задерживающей способностью по отношению к твердым частицам при относительно небольшом гидравлическом сопротивлении. Обжиг значительно влияет на химические и физические свойства диатомита, делая его практически нерастворимым в сильных кислотах и устойчивым к высоким температурам.

Белый обожженный диатомит получается при обжиге в присутствии флюсов, например при обжиге в течение около 1 ч при температуре до 1000°C с добавлением поваренной соли в количестве до 10%. Рассматриваемый сорт диатомита отличается особо благоприятными свойствами в качестве вспомогательного вещества, поскольку при обжиге устраняется коллоидальная глина и удельная поверхность частиц уменьшается.

Перлит [226, 233, 247, 248, 445, 450] представляет собой стекловидную горную породу вулканического происхождения («вулканическое стекло») и состоит из небольших частиц с трещинами, удерживающими 2—4% воды и газа; в состав его входят окислы кремния и алюминия с небольшими примесями натрия, калия и кальция (рис. X-3).

Для получения вспомогательного вещества природный перлит нагревают до начала плавления (около 1000°C), когда он приобретает пластические свойства и расширяется в результате выделения водяного пара и газа, причем первоначальный объем его



Рис. X-3. Вид перлита под микроскопом.

возрастает приблизительно в 20 раз. Образуются небольшие неправильные бусины почти-белого цвета, состоящие из очень большого числа полых ячеек. Для получения различных сортов перлита его измельчают и классифицируют (под микроскопом видны небольшие пластинки неправильной формы).

Описанной обработкой получают вспомогательное вещество с пористостью 85—90% и объемным весом 500—1000 н.м⁻³. По сравнению с диатомитом перлит имеет меньший насыпной вес и расход его приблизительно на 30% меньше расхода диатомита в сопоставимых условиях.

В настоящее время перлит применяется для фильтрования растворов глюкозы и сахара, фармацевтических препаратов, растительных масел, нефтяных продуктов, промышленных вод и в особенности напитков.

Преимуществом перлита перед диатомитом является его относительная чистота, поскольку иногда существует опасность, что диатомит может загрязнить фильтруемую жидкость растворимыми солями или коллоидной глиной.

Асбест [233, 247, 248] применяется, в частности, для нанесения на редкие металлические сетки с целью улучшения условий разделения суспензии. Волокна асбеста образуют сильно сжимаемый осадок, обладающий адсорбционными свойствами. Стойкость различных сортов асбеста, используемых в качестве вспомогательных веществ, во много раз превышает стойкость сопоставимых сортов диатомита, вследствие чего асбест следует применять лишь в тех случаях, когда целесообразно использовать его специфические свойства.

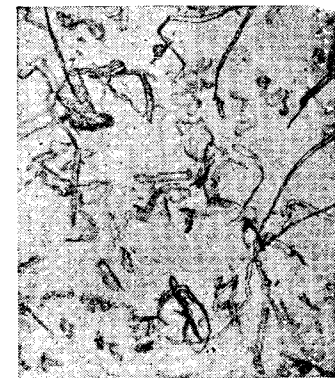


Рис. X-4. Вид целлюлозы под микроскопом.

Целлюлоза [233, 247, 248]. Волокна целлюлозы (рис. X-4), подобно волокнам асбеста, также применяются для нанесения на редкие металлические сетки и образуют сильно сжимаемый осадок. Различные сорта вспомогательных веществ получают из целлюлозы с чистотой до 99,7% измельчением и классификацией. Волокна целлюлозы образуют осадок с хорошей проницаемостью по отношению к жидкости, но с меньшей задерживающей способностью по отношению к твердым частицам, чем у осадков диатомита и перлита; это объясняется более простой формой волокон целлюлозы по сравнению с формой частиц диатомита и перлита. Так как целлюлоза в несколько раз дороже диатомита и перлита, применение ее в качестве вспомогательного вещества целесообразно только в тех случаях, когда возможно использовать специ-

фические свойства целлюлозы, в частности отсутствие зольности, а также устойчивость к щелочным жидкостям.

Древесная мука [248, 262]. Это вспомогательное вещество, применяемое также в большом количестве как наполнитель для пластмасс, целесообразно использовать в тех случаях, когда твердые частицы, отделяемые от исходной суспензии, представляют собой ценный продукт, который можно подвергать обжигу. Для примера следует указать на производство двуокиси титана, образующейся при обжиге смеси древесной муки и частиц метатитановой кислоты; эта смесь получается в виде фильтровального осадка после разделения соответствующей суспензии со слоем вспомогательного вещества.

Древесный уголь [248] используется не только в активированной форме для обезвреживания и адсорбции растворимых примесей, но и в неактивированной форме в качестве вспомогательного вещества. Древесный уголь применяется, в частности, для разделения суспензий с химически агрессивной жидкой фазой (сильные кислоты и щелочи). Подобно древесной муке, он используется, когда задержанные им твердые частицы суспензии можно подвергать обжигу; при сгорании древесный уголь оставляет до 2% золы. Индивидуальные частицы древесного угля обладают пористостью и имеют неправильную форму; они образуют осадки с большей плотностью, но с меньшей задерживающей способностью, чем диатомит. Один из сортов древесного угля содержит около 80% по весу частиц размером 20—100 мкм.

Летучая зола [219, 248, 255] может быть использована, в частности, для обезвреживания отходов на предприятиях бумажной промышленности, а также для очистки коммунальных сточных вод. В последнем случае фильтровальный осадок сжигается без прибавления посторонних горючих веществ, а образовавшаяся зола частично используется как вспомогательное вещество. Летучая зола, уловленная из дымовых газов, которые образуются при сжигании жидкого топлива в форсунках, имеет более 80% частиц размером менее 125 мкм и более 40% частиц размером 2—40 мкм.

Большой практический интерес представляет возможность использовать в качестве вспомогательного вещества слой таких же частиц, какие содержатся в разделяемой суспензии. Примером подобного процесса может служить разделение суспензии тонкодисперсных частиц металла при помощи предварительно нанесенного слоя несколько более крупных частиц того же металла.

К разделяемой суспензии, представляющей собой промывную жидкость, которая содержит тонкодисперсные частицы промываемого осадка в очень небольшой концентрации, можно прибавлять некоторое количество таких же твердых частиц; это повышает концентрацию твердых частиц в разделяемой суспензии и облегчает образование сводиков над входами в поры фильтровальной перегородки [220].

В настоящее время теория процесса фильтрования с использованием вспомогательных веществ разработана недостаточно. Ввиду большой сложности этого процесса, где проявляется взаимодействие четырех фаз, из которых три твердые (частицы разделяемой суспензии, частицы вспомогательного вещества, фильтровальная перегородка) и одна жидкая, выбор вспомогательного вещества и определение его количества, а отчасти и выбор способа его использования могут быть выполнены только после предварительного экспериментального исследования.

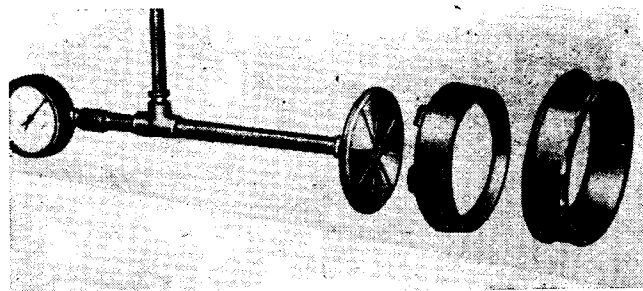


Рис. X-5. Лабораторный фильтр для исследования процесса разделения суспензии на вращающемся барабанном вакуум-фильтре со слоем вспомогательного вещества (в разобранном виде).

В процессе такого исследования надлежит руководствоваться уже упоминавшимися положениями:

используемое вспомогательное вещество должно обладать наименьшим гидравлическим сопротивлением и обеспечивать необходимую степень разделения суспензии в данных условиях;

недостаточное количество вспомогательного вещества приводит к ухудшению качества получаемого фильтрата, а избыточное количество его обуславливает уменьшение скорости фильтрования.

Кроме того, необходимо иметь в виду особенности способов использования вспомогательных веществ и характеристики этих веществ, освещенные ранее.

Далее рассмотрены некоторые исследования по выбору вспомогательных веществ.

Лабораторный фильтр, показанный в разобранном виде на рис. X-5, предназначен для исследования процесса разделения суспензии на вращающемся барабанном вакуум-фильтре со слоем вспомогательного вещества при условии, что тонкая внешняя часть этого слоя непрерывно срезается ножом, который медленно при-

ближается к поверхности барабана [205]. Лабораторный фильтр состоит из трех частей: опорной перегородки площадью $0,01 \text{ м}^2$ с желобками, обеспечивающими удаление фильтрата через центральное отверстие; поддерживающего кольца с внутренней резьбой, позволяющей навинчивать его на цилиндрическую поверхность опорной перегородки, и внешней резьбой с шагом $1,25 \text{ мм}$ (это кольцо имеет узкий бортик, который прижимает фильтровальную ткань или сетку к опорной перегородке при помощи прокладки); внешнего кольца с нарезкой на относительно небольшой части внутренней поверхности, что дает возможность навинчивать его на поддерживающее кольцо. Линейное перемещение внешнего кольца при вращении градуировано по $0,025 \text{ мм}$. Полный оборот его на поддерживающем кольце соответствует линейному перемещению $1,25 \text{ мм}$.

На описанный фильтр наносят слой вспомогательного вещества толщиной приблизительно 30 мм погружением его в суспензию этого вещества и последующим фильтрованием в условиях, воспроизводящих производственные. После извлечения фильтра из упомянутой суспензии и просушки слоя вспомогательного вещества под вакуумом внешнюю часть этого слоя все уменьшающейся толщины срезают подходящим ножевым устройством до получения совершенно гладкой поверхности. Затем фильтр со слоем вспомогательного вещества погружают под вакуумом в разделяемую суспензию, по истечении некоторого времени извлекают из нее и просушивают осадок под вакуумом; в конце просушки вакуум отключают. При этом продолжительности отдельных стадий должны соответствовать длительностям тех же стадий в производственных условиях. Внешнюю часть слоя вспомогательного вещества небольшой, но определенной толщины совместно с задержанными твердыми частицами разделяемой суспензии срезают ножевым устройством.

После проведения 5—10 описанных циклов определяют общее количество фильтрата. Затем повторяют то же число циклов в одинаковых условиях и снова находят общее количество фильтрата. Если в обоих случаях получено одинаковое количество фильтрата, это указывает, что толщина срезаемой внешней части слоя вспомогательного вещества достаточна и проникание твердых частиц в глубже лежащие части слоя не происходит. Если количество фильтрата в последующем случае меньше, чем в предыдущем, это означает, что толщина срезаемой части слоя недостаточна или следует выбрать другое вспомогательное вещество.

Таким образом испытывают разные вспомогательные вещества или различные сорта одного и того же вспомогательного вещества. На основании соответствующим образом выполненных испытаний в лаборатории можно получить данные о размере производственного вращающегося вакуум-фильтра, типе и сорте вспомогательного вещества, количестве его для добавления в суспензию, толщине срезаемой внешней части слоя, чистоте фильтрата, влиянии

скорости вращения и степени погружения барабана, вакуума и температуры.

В качестве примера на рис. X-6 показана зависимость количества фильтрата от числа циклов для трех вспомогательных веществ А, Б и В при разделении одной и той же суспензии. Из этого рисунка видно, что наибольшая производительность достигается

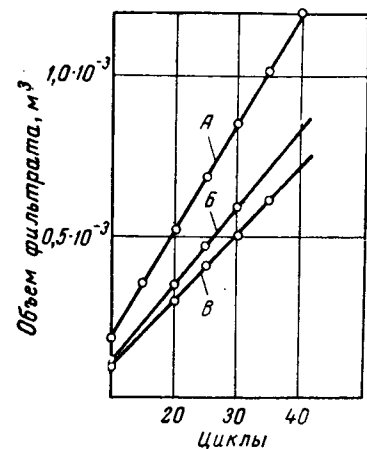


Рис. X-6. Зависимость объема полученного фильтрата от числа циклов для различных вспомогательных веществ.

при использовании вспомогательного вещества А. На рис. X-7 дана зависимость скорости фильтрации от толщины срезаемой части слоя

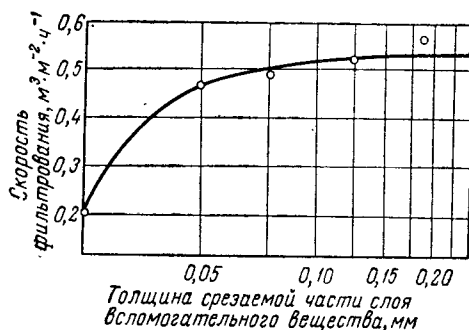


Рис. X-7. Зависимость скорости фильтрации от толщины срезаемой части слоя вспомогательного вещества.

вспомогательного вещества для сахарного раствора, содержащего частицы активированного угля. Из указанного рисунка следует, что срезать часть слоя толщиной более 0,125 мм нецелесообразно.

Выполнены опыты [206] на барабанном вращающемся вакуум-фильтре диаметром 900 мм и шириной 150 мм с использованием фильтровальной перегородки из хлопчатобумажной ткани простого переплетения и слоя вспомогательного вещества (диатомит, перлит) первоначальной толщины до 50 мм, который непрерывно срезался медленно перемещающимся ножом. Опыты проводились в основном при следующих условиях: разность давлений и температуру поддерживали постоянными; слой вспомогательного вещества получали разделением суспензии этого вещества при концентрации 1,75 вес.% в условиях возрастающего вакуума; исходная суспензия содержала 0,5% гидроокиси алюминия или 2% бентонита; проницаемость вспомогательного вещества определяли на лабораторном фильтре с поверхностью около 100 см².

Установлено, что характер срезания вспомогательного вещества определяется его свойствами и скоростью вращения барабана. В некоторых случаях вспомогательное вещество отделяется в виде

чешуек, в других случаях оставшаяся часть слоя имеет неровную поверхность; увеличение окружной скорости вращения барабана и повышение степени дисперсности вспомогательного вещества улучшают качество его слоя после срезания.

На рис. X-8 показана зависимость скорости фильтрации от толщины уменьшающегося слоя вспомогательного вещества (перлит) и скорости перемещения ножа при разделении суспензии гидроокиси алюминия (скорость вращения барабана 0,67 об/мин). Из рисунка следует, что при недостаточной скорости перемещения ножа (1 мм·мин⁻¹) сопротивление слоя вспомогательного вещества возрастает, несмотря на уменьшение его толщины. Это объ-

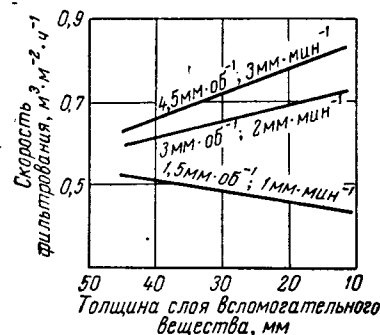


Рис. X-8. Зависимость скорости фильтрации от толщины слоя вспомогательного вещества и скорости перемещения ножа (цифры у прямых показывают расстояние, на которое перемещается нож за 1 оборот барабана или в 1 мин).

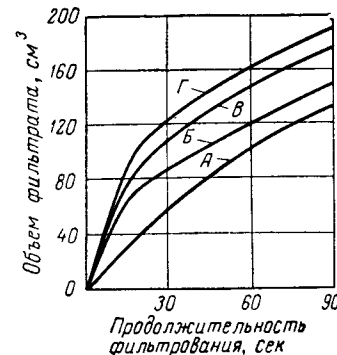


Рис. X-9. Зависимость объема фильтрата от продолжительности фильтрации для различных вспомогательных веществ.

ясняется тем, что за 1 оборот барабана частицы гидроокиси алюминия проникают в слой вспомогательного вещества на глубину более 1,5 мм и закупоривают поры слоя; при этом частицы проникают в слой на глубину менее 3 мм.

Рассматриваемый процесс фильтрации характеризуется не только его скоростью, но и отношением объема фильтрата к весу срезаемого вспомогательного вещества. Для выяснения соответствующих закономерностей выполнен анализ всего цикла фильтрации.

На рис. X-9 показана зависимость объема полученного фильтрата от продолжительности фильтрации, найденная из опытов по разделению 0,5%-ной суспензии гидроокиси алюминия на лабораторном фильтре с использованием четырех вспомогательных веществ А, Б, В, Г; при этом проницаемости вспомогательных веществ А, Б и В относились как 1:2,5:5,2 соответственно, а толщина их слоев составляла 25 мм.

На основании опытных данных сделаны следующие выводы:

1. Количество полученного фильтрата тем больше, чем больше проницаемость вспомогательного вещества; однако отношения количеств фильтрата ближе к единице, чем отношения соответствующих проницаемостей.

2. В течение всего процесса наблюдается уменьшение скорости фильтрования; однако в некоторый момент времени наблюдается значительное уменьшение этой скорости.

3. В области значительно уменьшенной скорости фильтрования кривые не параллельны горизонтальной оси, но в один и тот же момент времени имеют по отношению к ней почти одинаковый наклон; таким образом, в этой области проницаемость вспомогательного вещества не равна нулю.

4. В той же области наклон каждой кривой к горизонтальной

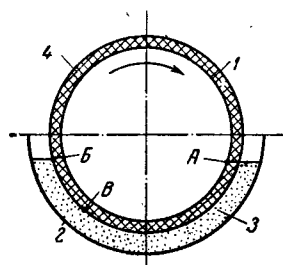


Рис. X-10. Схематичный поперечный разрез барабанного фильтра со слоем вспомогательного вещества:

1 — барабан фильтра; 2 — корыто фильтра; 3 — суспензия; 4 — слой вспомогательного вещества.

оси медленно уменьшается при увеличении продолжительности фильтрования.

Следовательно, протекают два процесса, приводящие к уменьшению проницаемости: в первый период фильтрования происходит, главным образом, закупоривание пор внешней части слоя вспомогательного вещества твердыми частицами; во второй период фильтрования осуществляется в основном проникание твердых частиц в поры внутренней части слоя вспомогательного вещества.

Слой вспомогательного вещества совместно с поглощенными им твердыми частицами при движении от точки погружения в суспензию A (рис. X-10) до точки выхода из нее B может как раз достигнуть состояния, когда его проницаемость должна заметно уменьшиться. Это произойдет при наиболее эффективной работе фильтра, которая обеспечивается правильным выбором скорости вращения барабана и степени его погружения в суспензию. После

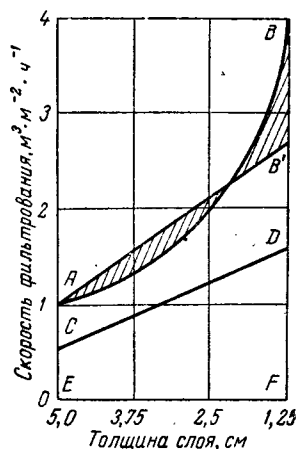


Рис. X-11. График для определения эффективности вспомогательных веществ.

уменьшения скорости вращения или увеличения степени погружения заметное уменьшение проницаемости произойдет ранее в точке B; в результате этого на пути от точки B до точки B скорость фильтрования понизится и часть поверхности фильтрования будет использоваться с меньшей эффективностью.

Предложен графический способ определения эффективности вспомогательных веществ.

В координатах скорости фильтрования — толщина слоя (что при равномерном перемещении ножа соответствует продолжительности фильтрования) наносят линии AB и CD (рис. X-11). Линия AB соответствует процессу фильтрования чистой жидкости через постепенно уменьшающийся слой вспомогательного вещества при условии, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь; она наносится в соответствии с основным законом фильтрования и известной проницаемостью вспомогательного вещества. Линия CD соответствует процессу разделения суспензии при постепенно уменьшающемся слое вспомогательного вещества и данном сопротивлении фильтровальной перегородки; она наносится по опытным данным аналогично прямой на рис. X-8. Площади ABFE и CDFE пропорциональны количествам фильтрата для идеального и действительного процессов, вследствие чего отношение величины второй площади к величине первой может быть принято в качестве параметра, характеризующего эффективность вспомогательного вещества. Для наглядности кривая AB может быть заменена прямой AB' так, чтобы обе заштрихованные поверхности имели одинаковую величину.

Если экспериментальная линия CD расположена приблизительно параллельно и ниже теоретической условной линии AB', это соответствует процессу фильтрования, в котором вся внешняя часть слоя вспомогательного вещества, закупоренная твердыми частицами, срезается ножом и проникания твердых частиц во внутреннюю часть слоя не происходит.

При проникании твердых частиц общее сопротивление слоя вспомогательного вещества и фильтровальной перегородки возрастает, а скорость фильтрования уменьшается, несмотря на уменьшение толщины слоя вспомогательного вещества. В этом случае экспериментальная линия CD на рис. X-11 будет иметь отрицательный наклон подобно нижней прямой на рис. X-8.

Из графика, показанного на рис. X-11, можно определить среднюю скорость фильтрования и объем фильтрата, получаемого на единицу веса израсходованного вспомогательного вещества. Совместное влияние обоих факторов на эффективность работы фильтра различно в зависимости от конкретных условий его работы (требуемая производительность фильтра, относительная ценность фильтрата и вспомогательного вещества); ориентировочно это влияние может быть выражено произведением обоих факторов.

На основании опытов по разделению суспензий бентонита и гидрооксида алюминия установлено следующее. Возможность прони-

кания твердых частиц во внутреннюю часть слоя вспомогательного вещества может привести к тому, что вспомогательное вещество с большим размером пор и, следовательно, с меньшим удельным сопротивлением (в чистом виде) окажется менее пригодным, чем вспомогательное вещество с порами меньшего размера, в которые твердые частицы не проникают. Это объясняется тем, что удельное сопротивление первого вспомогательного вещества с проникшими в его поры твердыми частицами оказывается больше удельного сопротивления второго вспомогательного вещества.

Эффективность работы барабанного фильтра, выраженная произведением средней скорости фильтрования на отношение объема фильтрата к весу израсходованного вспомогательного вещества, при использовании разных вспомогательных веществ достигает максимума при различной скорости перемещения ножа. Это объясняется тем, что в каждом отдельном случае только при определенной толщине срезаемой части слоя вспомогательного вещества достигается достаточная проницаемость остающейся части слоя, а также экономичное расходование вспомогательного вещества в процессе его срезания.

При возрастании толщины срезаемой части слоя уменьшается отношение объема фильтрата к весу израсходованного вспомогательного вещества. При этом следует иметь в виду, что насыпной вес (и еще в большей степени — стоимость единицы веса) различных вспомогательных веществ (диатомит, перлит) значительно изменяется в соответствии с их природой и сортом.

Для поддержания удовлетворительной скорости фильтрования следует: а) при интенсивном проникании твердых частиц во внутреннюю часть слоя вспомогательного вещества заменить его на другое с большей способностью задерживать твердые частицы; б) при закупоривании наружной части слоя вспомогательного вещества на заметную глубину увеличить скорость перемещения ножа.

Исследованы [262] фильтрационные свойства диатомита, древесной муки, силикагеля, летучей золы, сульфогля (размер частиц 0,2—0,075 мм) с использованием суспензий гидроокисей алюминия и железа, которые разделялись на лабораторном фильтре типа воронки. Начальная толщина слоя вспомогательного вещества на фильтре составляла 60 мм; при проведении серии опытов внешняя часть этого слоя толщиной 10 мм по окончании каждого опыта срезалась ножом. Получены данные о коэффициенте проницаемости слоя вспомогательного вещества и скорости фильтрования в зависимости от толщины слоя и концентрации суспензии, а также сведения о коэффициенте разделения, под которым понимается отношение концентраций твердых частиц в суспензии до и после фильтрования. Отмечено проникание твердых частиц в слой вспомогательного вещества на глубину нескольких миллиметров, что, возможно, объясняется несоответствием свойств ис-

пользованных вспомогательных веществ характеристикам разделяемых суспензий.

Проведены лабораторные опыты [263] по разделению суспензии гидроокиси железа концентрацией 1—20 г/л с использованием летучей золы в качестве вспомогательного вещества. Установлено, что сначала происходит фильтрование с закупориванием пор слоя вспомогательного вещества, а затем — с образованием осадка над этим слоем. При этом на графике в координатах объем фильтрата — общее сопротивление получаются линии, состоящие из двух частей: первая часть — восходящая кривая, показывающая, что сопротивление слоя вспомогательного вещества увеличивается вследствие закупоривания его пор; вторая часть — восходящая прямая, показывающая, что на слое вспомогательного вещества образуется осадок, толщина которого увеличивается пропорционально объему фильтрата. Как и в предыдущей работе, отмечено проникание твердых частиц суспензии в слой вспомогательного вещества на значительную глубину.

Аналогичные опыты проведены на ползаводском барабанном вакуум-фильтре, имеющем поверхность фильтрования 0,25 м², с использованием латунной сетки в качестве фильтровальной перегородки; начальная толщина слоя вспомогательного вещества составляла 60 мм. Найдено, что сопротивление слоя вспомогательного вещества в опытах на лабораторном и ползаводском фильтрах заметно различается; это можно объяснить различными условиями проведения опытов на обоих фильтрах. Значения удельного сопротивления осадка гидроокиси железа, полученные на этих фильтрах, совпадают достаточно хорошо.

В связи с исследованиями [264] по очистке расплавленной серы от твердых примесей с использованием предварительно нанесенного слоя вспомогательного вещества определены гранулометрические составы разных сортов диатомита. Для тех же сортов диатомита сделаны фотографии при помощи электронного микроскопа. На этих фотографиях видно, что частицы диатомита представляют собой пластинки с отверстиями размером 0,04—0,5 мкм. Диатомит некоторых сортов имеет разрушенные пластинки, которые могут увеличить сопротивление слоя вспомогательного вещества.

При выборе вспомогательного вещества, добавляемого в суспензию, и определении необходимого количества его надлежит выполнить опыты по установлению скорости фильтрования и четкости разделения суспензии с использованием различных вспомогательных веществ или их сортов [247]. На рис. X-12 показано разделение частиц по размерам для сортов диатомита А, Б, В, Г, Д, Е, из которых сорта Б, В и Г использовались в опытах. Как видно из рис. X-12, сорт Б является наиболее тонкодисперсным, а сорт Г — наименее тонкодисперсным. На рис. X-13 приведены зависимости скорости фильтрования и степени мутности фильтрата от содержания вспомогательного вещества в суспензии.

Из рисунка видно, что сорт Б, обладающий наибольшей дисперсностью, обеспечивает наименьшую мутность фильтрата при пониженной скорости фильтрования, а сорт Г, характеризующийся наименьшей дисперсностью, дает фильтрат с повышенной мутностью при возросшей скорости фильтрования. При этом с увеличением содержания вспомогательного вещества в суспензии до 1% скорость фильтрования возрастает. Степень мутности фильтрата с увеличением содержания вспомогательного вещества в суспензии до 2% резко уменьшается; при дальнейшем увеличении содержания этого вещества до 8% мутность фильтрата может несколько возрасти, что, по-видимому, объясняется более рыхлой структурой образующегося осадка.

Рис. X-12. Распределение частиц по размерам для различных сортов диатомита.



Результаты подобных опытов позволяют выбирать наиболее целесообразный вариант использования вспомогательного вещества с учетом качества фильтра и экономичности работы фильтровальной установки.

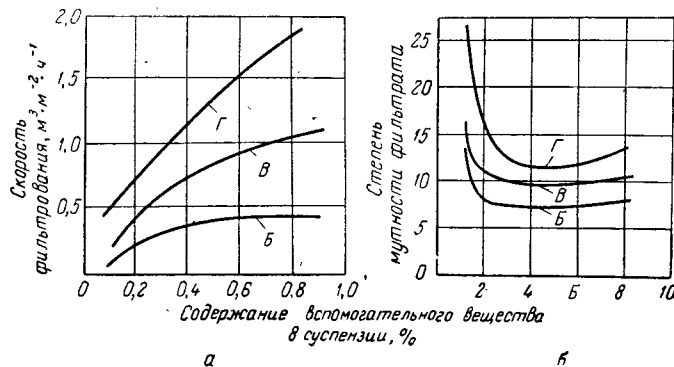


Рис. X-13. Влияние содержания вспомогательного вещества в суспензии на скорость фильтрования и степень мутности фильтрата.

Выполнены [449] опыты по очистке полифторорганосилоксановой жидкости с вязкостью 500 сст (при 20° С) от тонкодисперсных частиц угля при концентрации их до 5% с использованием кизельгура, перлита и древесной муки. Установлено, что наиболее целесообразно применение перлита в виде слоя толщиной 3 мм, предварительно нанесенного на лавсановую ткань, так как кизельгур

имеет в 3 раза больший насыпной вес, а древесная мука не задерживает частицы угля. При этом обнаружено, что при пропускании упомянутой жидкости через слой перлита сначала происходит фильтрование с постепенным закупориванием пор (частицы проникают в слой на глубину 1—1,5 мм), а затем — с образованием осадка. Это объяснено наличием в жидкости достаточно большого количества частиц угля, что благоприятствует образованию из них сводиков над входами в поры слоя вспомогательного вещества.

Проведены также опыты по очистке полифторорганосилоксановой жидкости от частиц угля путем добавления к ней перлита (при отношении весов перлита и угля M в пределах от 0 до 1,5) с последующим фильтрованием. Найдено, что оптимальное количество вспомогательного вещества в данном случае соответствует $M = 1$, когда достигается наибольшая скорость фильтрования. При $M > 1$ увеличение толщины осадка снижает скорость фильтрования больше, чем она возрастает в результате увеличения пористости осадка и уменьшения его удельного сопротивления.

Для осадка из смеси перлита и угля при разности давлений $30 \cdot 10^4$ н·м⁻² удельное сопротивление выражено соотношением:

$$r_0 = (14,05e^{-0,84M} + 1,45) 10^{12} \quad (X, 1)$$

Исследована [446, 447] модель пористого слоя, получающегося при разделении суспензии с добавленным к ней вспомогательным веществом при условии, что поры вспомогательного вещества и отделяемые частицы имеют приблизительно одинаковые размеры. На основании этой модели даны теоретические соотношения для определения удельного сопротивления осадка в зависимости от отношения концентраций вспомогательного вещества и отделяемых частиц в суспензии M , а также для отыскания оптимального значения M , при котором достигается максимальная производительность по фильтрату. Указано, что для практического применения этих соотношений необходимо экспериментально определить входящие в них постоянные.

О ЗАКОНОМЕРНОСТЯХ НАНЕСЕНИЯ СЛОЯ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ВЕЩЕСТВА НА ФИЛЬТРОВАЛЬНУЮ ПЕРЕГОРОДКУ

Исследования [448] закономерности нанесения слоя вспомогательного вещества применительно к фильтрам периодического действия с плоской фильтровальной перегородкой, работающим под давлением (фильтрпресс, листовые фильтры).

Указано, что суспензия вспомогательного вещества в чистой жидкости готовится в сосуде с мешалкой и центробежным насосом транспортируется на фильтр, где происходит ее разделение с образованием слоя вспомогательного вещества. Фильтрат возвращается в сосуд с мешалкой и участвует в циркуляции жидкости в системе до окончания нанесения слоя вспомогательного вещества. В зависимости от соотношения размеров частиц вспомогательного вещества и пор фильтровальной перегородки, а также скорости поступления и концентрации суспензии могут возникнуть два процесса на фильтре:

вначале на перегородке задерживаются лишь некоторые частицы, а остальные проходят через нее с фильтратом; постепенно задерживающая способность перегородки возрастает, и количество частиц в фильтрате соответственно уменьшается;

достаточно быстро после начала фильтрования задерживающая способность перегородки становится настолько значительной, например в результате образования мостиков над входами в поры, что через нее будет проходить практически чистый фильтрат.

В обоих случаях концентрация суспензии в корпусе фильтра постепенно уменьшается.

Обычно суспензию вспомогательного вещества транспортируют на фильтр, не заполненный жидкостью, однако в отдельных случаях фильтр перед нанесением слоя вспомогательного вещества заполняют чистой жидкостью. В таких случаях суспензия вспомогательного вещества, поступающая на фильтр, разбавляется, причем ее концентрация вначале возрастает, достигает максимального значения, а затем, по мере задерживания частиц на фильтровальной перегородке, уменьшается.

При выводе приводимых ниже уравнений принято, что объем фильтрата равен объему суспензии (концентрация вспомогательного вещества в суспензии 0,1—5%), осадок несжимаем, удельное сопротивление его не зависит от концентрации и в корпусе фильтра осуществляется идеальное смешение, а фильтрование производится при постоянной скорости.

Теоретически получены, в частности, следующие уравнения для процесса, когда суспензия вспомогательного вещества поступает на фильтр, не заполненный жидкостью:

а) частицы вспомогательного вещества полностью задерживаются фильтровальной перегородкой:

$$c = c_0 e^{-n} \quad (X, 2)$$

б) задерживающая способность фильтровальной перегородки возрастает постепенно:

$$c = c_0 \left[\operatorname{ch} \left(k \frac{\lambda}{n} \tau \right) \right]^{n/k} \quad (X, 3)$$

где c — переменная концентрация суспензии в корпусе фильтра;

c_0 — начальная концентрация суспензии в сосуде с мешалкой;

$n = V/V_c$ — кратность циркуляции суспензии в системе;

V — объем профильтрованной жидкости, м^3 ;

V_c — начальный объем суспензии в сосуде с мешалкой, м^3 ;

k — постоянная;

$\lambda = Q/V_c$ — коэффициент разбавления, сек^{-1} ;

Q — расход профильтрованной жидкости, $\text{м}^3 \cdot \text{сек}^{-1}$.

Роль фильтровальных перегородок в процессах производственного фильтрования часто и в значительной мере недооценивается, следствием чего являются затруднения в практическом осуществлении этих процессов. Не преувеличивая можно сказать, что фильтровальные перегородки представляют собой самую существенную часть фильтра и от правильного выбора их во многом зависят производительность фильтровального оборудования и чистота получаемого фильтрата. Подобно тому как это было сказано при рассмотрении вспомогательных веществ, при эмпирическом выборе фильтровальных перегородок надлежит руководствоваться следующим основным правилом: фильтровальная перегородка должна обладать максимальным размером пор и одновременно обеспечивать получение достаточно чистого фильтрата.

В общем случае фильтровальная перегородка должна обладать следующими свойствами: хорошо задерживать твердые частицы суспензии; иметь небольшое гидравлическое сопротивление потоку фильтрата; легко отделяться от осадка; обладать устойчивостью к химическому воздействию разделяемых веществ; не набухать при соприкосновении с жидкой фазой суспензии и промывной жидкостью; иметь достаточную механическую прочность; обладать теплостойкостью при температуре фильтрования.

Известно большое число разнообразных по свойствам фильтровальных перегородок, изготавливаемых из неорганических и органических материалов. Все фильтровальные перегородки могут быть разделены на различные группы по нескольким признакам.

По принципу действия фильтровальные перегородки подразделяют [352] на поверхностные и глубинные.

Поверхностные фильтровальные перегородки отличаются тем, что твердые частицы суспензии при ее разделении в основном задерживаются на их поверхности, не проникая в поры. К таким перегородкам относятся, в частности, фильтровальная бумага, ткани, металлические сетки.

Глубинные фильтровальные перегородки, которые используются преимущественно для осветления жидкостей, характеризуются тем, что твердые частицы суспензии в процессе ее разделения в основном проникают в поры и задерживаются там. Это происходит вследствие того что поры таких перегородок значительно больше частиц суспензии, а концентрация последних недостаточна для

образования сводиков над входами в поры. При этом частицы суспензии задерживаются в порах в результате адсорбции, осаждения и застревания. Как правило, глубинные фильтровальные перегородки не могут задерживать все частицы суспензии; задерживающая способность их составляет 90—99%. К числу рассматриваемых перегородок относятся, например, слои вспомогательного вещества и песка.

Некоторые фильтровальные перегородки могут действовать как поверхностные и как глубинные в зависимости от размера пор и свойств суспензии (размер частиц, концентрация их, вязкость жидкой фазы).

Фильтровальные перегородки могут быть классифицированы по материалам, из которых они изготовлены, например, на перегородки из хлопчатобумажных, шерстяных, синтетических, стеклянных, керамических, металлических материалов. Такая классификация удобна при выборе фильтровальной перегородки с определенной способностью противостоять действию химически агрессивных веществ.

По структуре фильтровальные перегородки подразделяют [5] на гибкие и негибкие. При этом *гибкие перегородки* могут быть металлическими и неметаллическими, а также состоять из смешанных материалов. *Негибкие перегородки* могут быть жесткими (состоящими из связанных твердых частиц) или нежесткими (состоящими из несвязанных твердых частиц). Такая классификация принята в дальнейшем изложении.

Описание большого числа существующих в настоящее время разнообразных фильтровальных перегородок не является задачей данной главы. Далее кратко упомянуты свойства лишь ряда наиболее типичных фильтровальных перегородок и даны некоторые указания по их выбору.

Следует отметить некоторые статьи, в которых, в частности, приведены рекомендации [353] по использованию фильтровальных перегородок в среде различных химически агрессивных веществ (неорганические и органические кислоты, основания, соли, окислители, органические растворители); представлены данные [354] о структуре и свойствах фильтровальных тканей, а также о нетканых материалах; рассмотрены [355] пористость и проницаемость керамических, металлических, пластмассовых и природных пористых материалов; даны указания [356] о выборе фильтровальных тканей в зависимости от назначения и условий фильтрования, а также свойств суспензии и осадка с учетом структуры ткани; приведены сведения [357] о выборе фильтровальных тканей применительно к десяти видам вакуум-фильтров непрерывного действия (барабанные, дисковые, тарельчатые, карусельные); описаны [453] различные фильтровальные перегородки в виде тканей, сеток, пористой пластмассы, металлокерамики; сделан [454] обзор литературы, в частности по проницаемости и задерживающей способности некоторых фильтровальных перегородок.

Металлические перегородки [5,190] особенно пригодны для работы с химически агрессивными жидкостями, при повышенной температуре и в условиях значительных механических напряжений. Они изготавливаются в виде перфорированных листов, металлических сеток и тканей из углеродистой или нержавеющей стали, меди, латуни, бронзы, алюминия, никеля, серебра и различных сплавов.

Перфорированные листы и сетки используют для разделения суспензий, содержащих грубодисперсные твердые частицы, а также в качестве опорных перегородок для фильтровальных тканей и бумаги. Так, в процессе разделения суспензий некоторых органических продуктов при давлении в несколько атмосфер и температуре 90°С в плиточно-рамных фильпрессах применяют алюминиевые листы толщиной около 1 мм с 12—15 отверстиями диаметром 1,4 мм на 1 см², покрытые фильтровальной бумагой. Можно отметить использование сетки из нержавеющей стали в качестве опорной перегородки для вспомогательного вещества (диаганита) в процессе очистки расплавленной серы фильтрованием [264].

Металлические ткани характеризуются способом переплетения проволоки, а также размером и формой отверстий и толщиной проволоки. При одном и том же числе отверстий на единицу длины размеры отверстий могут быть различными в зависимости от толщины проволоки. Металлические ткани могут изготавливаться с числом отверстий на 1 см² более 50 000 и размером отверстий менее 20 мкм [363].

До некоторой степени промежуточное положение между гибкими и негибкими перегородками занимают плитки из металлических волокон диаметром 4—25 мкм (нетканые перегородки), которые по имеющимся сведениям успешно конкурируют с металлическими сетками и перегородками из спекшихся металлических порошков [455]. Такие плитки изготавливают, например, из нержавеющей стали, никеля, тантала и титана; они отличаются большой аккумулирующей способностью по отношению к твердым частицам при значительной пропускной способности. Для регенерации плиток рекомендовано применение ультразвука.

Неметаллические перегородки наиболее распространены; их изготавливают в виде тканей или слоев несвязанных волокон (нетканые перегородки), реже — в форме перфорированных листов.

Асбестовые ткани [190]. Асбест обладает хорошей теплоустойчивостью, а также устойчивостью к действию кислот (антифиллит) и щелочей (хризотил). Однако асбестовая ткань отличается недостаточной механической прочностью и поэтому может применяться только в тех случаях, когда фильтрование проводят при небольшой разности давлений и механические напряжения в ткани отсутствуют. Повышение механической прочности ткани сочетани-

ем металлических и асбестовых или хлопчатобумажных и асбестовых нитей связано с трудностями, так как в первом случае нарушается однородность ткани, а во втором — уменьшается устойчивость ее к действию агрессивных жидкостей.

Стекланные ткани [190—193] изготовляют из волокна различного диаметра и состава (в зависимости от агрессивных свойств суспензии).

Стекланные ткани можно подрубать и сшивать стекланными нитями; при этом образуются фильтровальные полотна или мешки. Хотя эти ткани отличаются большой прочностью при растяжении, они плохо сопротивляются истиранию, что объясняется недостаточной гибкостью индивидуальных волокон. Поэтому целесообразно подкладывать под стеклannую ткань резиновые маты, что удлиняет продолжительность службы ткани в 1,5—2 раза. Чтобы избежать повреждения ткани при удалении осадка, ее можно покрывать металлической сеткой или фильтровальной бумагой.

Описан [365] способ получения фильтровальной перегородки с регулируемым размером пор на основе стеклannой ткани, который состоит в следующем. Стеклannая ткань с ролика направляется на горизонтальный участок бесконечной поддерживающей ленты, где на нее сверху поступает суспензия стекланных волокон, причем жидкая фаза суспензии отсасывается при помощи вакуума, после чего волокна высушиваются теплонизлучающим устройством; затем полученная фильтровальная перегородка навивается на другой ролик или предварительно пропитывается термопластичным веществом с последующим отверждением при прохождении печи с регулируемой температурой.

Хлопчатобумажные ткани [5, 232, 364] по сравнению со всеми остальными тканями используются наиболее широко. Они имеют ограниченную склонность к набуханию в некоторых жидкостях и применимы для разделения нейтральных суспензий при температуре до 100°С, а также суспензий, содержащих в жидкой фазе кислоты с концентрацией до 3% или щелочи с концентрацией до 10%, при 15—20°С. Однако при 90—100°С соляная кислота даже с концентрацией 1,5% разрушает хлопчатобумажную ткань в течение 1 ч. Азотная кислота оказывает такое же действие при концентрации 2,5%, а серная — 5,0%. Фосфорная кислота с концентрацией 70% при 50—60°С разрушает ткань за шесть суток.

Вода и водные растворы сернокислого алюминия вызывают более или менее заметную усадку хлопчатобумажной ткани. В тех случаях, когда усадка ткани в процессе фильтрования нежелательна, ее перед помещением на фильтр обрабатывают жидкостью, вызывающей предварительную усадку.

Для фильтрования применяют различные хлопчатобумажные ткани, в частности бязь, миткаль, диагональ, бельтинг; в качестве подкладки под более тонкие ткани употребляют парусину. Ткани характеризуются [192] способом переплетения нитей, толщиной, шириной, весом единицы площади, степенью кручения нитей и чис-

лом нитей основы и утка на единице длины. Эти характеристики определяют свойства хлопчатобумажных тканей применительно к процессу фильтрования, причем иногда даже небольшие изменения характеристики ткани являются причиной заметных изменений ее свойств как фильтровальной перегородки. К числу таких свойств, влияющих на выбор ткани для разделения суспензии в данных условиях, относятся прочность на растяжение, способность задерживать твердые частицы суспензии, проницаемость по отношению к фильтрату, способность отделяться от осадка, склонность к закупориванию пор твердыми частицами.

Многие хлопчатобумажные ткани имеют шероховатую поверхность вследствие наличия на ней выступающих концов волокон. Это способствует задерживанию на поверхности ткани твердых частиц в начале фильтрования, когда осадок еще не образовался, но затрудняет отделение осадка от ткани. Более гладкую поверхность можно получить растворением концов волокон при кратковременной обработке ткани аммиачным раствором окиси меди. Образующийся при этом раствор целлюлозы во время последующей сушки остается на ткани, что вызывает небольшое уменьшение поперечного сечения пор. Выступающие концы волокон можно также опалить. Очень гладкую поверхность имеют мерсеризованные ткани, т. е. ткани, которые были кратковременно погружены в охлажденный концентрированный раствор едкого натра.

Нитрованные хлопчатобумажные ткани. Нитрованная хлопчатобумажная ткань имеет приблизительно такую же толщину и структуру, как обычная хлопчатобумажная ткань, но отличается более твердой поверхностью; кроме того, от нее легче отделяется осадок. Сопротивление разрыву этой ткани составляет 70—80% сопротивления хлопчатобумажной ткани, из которой она получается. Нитрованная хлопчатобумажная ткань устойчива к действию достаточно концентрированных серной и азотной кислот и их смесей, а также к действию соляной кислоты, растворов гипохлорита и хлористого цинка. Под действием омыляющих и восстанавливающих веществ, а также органических растворителей эта ткань разрушается. Существенным недостатком нитрованной хлопчатобумажной ткани является ее огнеопасность. В связи с этим такая ткань в настоящее время применяется крайне редко.

Шерстяные ткани [5, 364] изготавливают, главным образом, из овечьей шерсти в виде сукна различных сортов, байки и войлока. Они значительно устойчивее, чем хлопчатобумажные ткани, к действию растворов кислот и кислых солей, но разрушаются при действии щелочей и повышенной температуре. Продолжительность их службы в среде с концентрацией минеральной кислоты 5—6% приблизительно такая же, как хлопчатобумажной ткани в нейтральной среде. На них не действует сернистая кислота, но растворы хлорноватистокислых солей натрия и кальция разрушают их. При очистке шерстяную ткань следует обрабатывать холодными промывными жидкостями. Если шерстяную ткань используют

через некоторое время после промывки, ее следует по возможности быстро высушить и затем повесить в сухом помещении. Шерстяные ткани значительно уступают по задерживающей способности и прочности хлопчатобумажным, но превосходят их по своим упругим свойствам.

Ткани, полученные из верблюжьей шерсти, отличаются значительной устойчивостью к действию минеральных кислот.

Шелковые ткани. По степени устойчивости к действию кислот эти ткани примерно соответствуют шерстяным тканям и занимают промежуточное положение между хлопчатобумажными и шерстяными тканями по стойкости к действию щелочей. Шелковые фильтровальные ткани отличаются прочностью, удовлетворительно задерживают твердые частицы суспензии и достаточно проницаемы по отношению к ее жидкой фазе. Они относительно дороги и не обеспечивают получение чистого фильтрата при наличии в суспензии тонкодисперсных твердых частиц, так как имеют достаточно гладкую поверхность.

В настоящее время шелковую ткань применяют очень редко, поскольку ее заменяют более дешевыми и подходящими тканями из синтетических материалов.

Льняные и джутовые ткани сейчас почти не используются в связи с появлением фильтровальных тканей из синтетических материалов. Устойчивость льняных тканей к действию многих агрессивных жидкостей близка к устойчивости хлопчатобумажных тканей.

Бумажные перегородки. Фильтровальная бумага представляет собой непроклеенную бумагу высокой степени чистоты. Различные сорта бумаги отличаются разной пористостью и, следовательно, проницаемостью по отношению к жидкости.

В производственных условиях фильтровальная бумага применяется непосредственно в качестве фильтровальной перегородки или в сочетании с другими перегородками, например со стеклянной тканью, которую, как сказано выше, она защищает от повреждения при удалении осадка.

Резиновые перегородки изготовляют в виде листов различной толщины, имеющих 180—1000 отверстий размером 0,1—0,3 мм на 1 см² поверхности. Они устойчивы при разделении суспензий до температуры 90° С [190].

Гладкая поверхность резиновых листов позволяет отделять от них слой осадка меньшей толщины по сравнению с теми, которые удастся отделить от поверхности хлопчатобумажных и шерстяных тканей. Отверстия таких листов не закупориваются твердыми частицами и легко очищаются. При наличии в суспензии тонкодисперсных твердых частиц и необходимости получить чистый фильтрат перфорированные резиновые листы следует покрывать слоем вспомогательного вещества.

Ткани из синтетических материалов [5, 7, 192, 364, 453]. Применяемые в настоящее время ткани из синтетических материалов по своим свойствам во многих отношениях превосходят рассмотренные выше ткани из волокон растительного и животного происхождения. Большим преимуществом указанных тканей является сочетание в них высокой механической прочности с термической (кроме некоторых тканей) и химической стойкостью, а так-

же устойчивость к действию микроорганизмов; эти ткани не обнаруживают усадки при соприкосновении с жидкостями.

Следует отметить, что некоторые характеристики тканей из синтетических материалов, например допустимые температурные пределы использования, отчасти зависят от особенностей процесса их получения и потому не могут считаться строго определенными.

Поливинилхлоридные ткани. Для волокон из поливинилхлорида характерна высокая устойчивость к действию кислот, солей, минеральных масел и микроорганизмов. Под влиянием окислителей и концентрированных растворов щелочей поливинилхлорид разрушается. Применение поливинилхлоридных тканей ограничено сравнительно низкой теплостойкостью поливинилхлорида (до 60° С) [194].

Перхлорвиниловые (хлориновые) ткани получили широкое применение благодаря очень высокой стойкости хлорина к действию кислот и щелочей; кроме того, хлорин не воспламеняется, не гниет и не набухает в воде. Теплостойкость хлорина относительно невелика (до 60° С).

Виньоновые ткани. Виньонами [195] называют сополимеры винилхлорида и винилацетата или винилхлорида и акрилонитрила (виньон N). Виньоновые ткани устойчивы к действию многих агрессивных жидкостей. Ткани, получаемые из первого сополимера, не воспламеняются, а волокно виньон N отличается повышенной теплостойкостью.

Совиденовые (сарановые) ткани. Совиден (сополимер винилхлорида и винилиденхлорида) устойчив к действию кислот и щелочей, но отличается небольшой теплостойкостью (до 75° С).

Нитроновые (орлоновые) ткани по сравнению с рассмотренными выше тканями из синтетических волокон отличаются повышенной теплостойкостью (при 150° С ткань сохраняет еще 50% прочности, которую она имела при 25° С).

Полиамидные ткани отличаются высокой прочностью в сухом и влажном состоянии; продолжительность их службы в несколько раз превышает срок службы хлопчатобумажных тканей. Они устойчивы к действию щелочей даже при повышенной температуре (100° С и выше), а также разбавленных кислот при обычной температуре [196, 197]. Их с успехом используют в фильтрпрессах [198].

Лавсановые (териленовые, дакроновые) ткани не набухают в воде и выгодно отличаются от всех синтетических волокон большей стойкостью к действию высоких температур. Они устойчивы к действию окислителей, кислот и других химических реагентов (кроме горячих концентрированных растворов щелочей), а также к действию микроорганизмов [199].

Полиэтиленовые ткани устойчивы по отношению к органическим и неорганическим кислотам, а также щелочам; они могут применяться [453] при температуре до 110° С.

Полипропиленовые ткани достаточно устойчивы к действию кислот, щелочей и сильных окислителей, а по износостойкости они близки к лавсановым тканям. На эти ткани не действуют микроорганизмы и они, могут использоваться при температуре до 100°С (температура плавления 165°С); они растворяются в уайт-спирите, ксилоле и тетрахлорэтано [359].

Нетканые перегородки [5, 358] изготовляют в виде лент или листов из хлопчатобумажных, шерстяных, синтетических и асбестовых волокон или их смесей, а также из бумажной массы. Они могут использоваться в фильтрах различной конструкции, например в фильтрпрессах, фильтрах с горизонтальными дисками, барабанных вакуум-фильтрах, для очистки жидкостей, содержащих твердые частицы в небольшой концентрации, в частности молока, напитков, лаков, смазочных масел. Отдельные волокна в нетканых перегородках обычно связаны между собой в результате механической обработки, реже — в результате добавления некоторых связующих веществ; иногда такие перегородки для увеличения прочности защищены с обеих сторон редкой тканью. В зависимости от толщины и степени уплотнения волокон нетканые перегородки имеют различный вес на единицу поверхности и неодинаковую задерживающую способность по отношению к твердым частицам суспензии. В процессе фильтрования они задерживают менее дисперсные частицы (более 100 мкм) на своей поверхности или вблизи этой поверхности, а более дисперсные частицы — во внутренних слоях.

Нетканые перегородки применяют, главным образом, при фильтровании с закупориванием пор. В связи с относительно невысокой стоимостью эти перегородки после использования можно выбросить вместе с задержанными частицами, которые обычно не представляют ценности. Иногда перегородку можно регенерировать разрыхлением, взмучиванием в промывной жидкости и последующим формированием. В некоторых случаях нетканые перегородки применяют для фильтрования с образованием осадка, например в процессе обработки растительных камедей. В этих случаях очистка фильтровальной перегородки настолько затруднена, что ее приходится выбрасывать вместе с осадком.

Нетканые перегородки могут быть изготовлены так, что размеры их пор будут уменьшаться в направлении от поверхности перегородки, соприкасающейся с суспензией, к поверхности, соприкасающейся с опорным устройством. Это понижает гидравлическое сопротивление при фильтровании и обеспечивает задерживание относительно крупных частиц суспензии во внешних слоях нетканой перегородки, а более мелких — во внутренних. Такую структуру нетканой перегородки можно получить, например, последовательным нанесением на бесконечную сетку при ее движении и действии вакуума слоев мелких, смеси мелких и крупных, а также крупных волокон с дальнейшим прессованием и наматыванием на ролик полученной ленты [366].

Нетканые перегородки из синтетических [40] механически связанных волокон получают прокалыванием слоя волокон иглами (около 160 прокалываний на 1 см²) и последующей его обработкой при повышенной температуре жидкостью (например, водой), вызывающей сокращение волокон; такие перегородки отличаются достаточной механической прочностью, небольшим гидравлическим сопротивлением, а также равномерным распределением волокон. Перегородки из волокон, соединенных связующим веществом, получают прессованием слоя волокон, например, при давлении 70 н·см⁻² и температуре 150°С. В качестве связующих веществ можно использовать натуральный каучук, синтетический каучук, а также синтетические полимеры; эти перегородки имеют достаточную механическую прочность, небольшую пористость, устойчивы к действию агрессивных жидкостей.

Описаны [360] фильтровальные перегородки, изготовленные нанесением тончайшего слоя термостойкого металла, например никеля, на поверхность волокон неорганического или органического нетканого материала, в частности хлопчатобумажного или шерстяного. Такие перегородки устойчивы при 200°С и выше; они имеют ряд преимуществ по сравнению с применяемыми в настоящее время неткаными перегородками.

Гибкие перегородки из смешанных материалов. Для повышения механической прочности ткани, изготовленной из слабых нитей, в основе и утке этой ткани чередуют в определенной последовательности слабые и металлические нити. Однако при этом, как уже отмечалось на примере ткани, состоящей из асбестовых и металлических нитей, нарушается однородность ткани. Для повышения механической прочности ткани предложено также чередовать в ее основе и утке определенное число пряденных и непрерывных нитей; указано, что поры такой ткани закупориваются твердыми частицами меньше, чем поры обычной ткани [200].

НЕГИБКИЕ ФИЛЬТРОВАЛЬНЫЕ ПЕРЕГОРОДКИ

Жесткие перегородки изготовляют в виде дисков, плиток, патронов. Они состоят из частиц твердого материала, жестко связанных между собой путем непосредственного спекания или спекания в присутствии связующего вещества таким образом, что эти частицы образуют поры, пронизываемые для жидкости. В зависимости от размера частиц исходного материала, температуры, давления и продолжительности спекания можно получить перегородки с различной пористостью. При этом равномерность пор оказывается тем выше, чем правильнее форма частиц исходного материала. Эти перегородки, как правило, отличаются длительным сроком службы, устойчивостью к действию агрессивных жидкостей и способностью легко отделяться от осадка. Однако частицы, которые

проникают в поры перегородки, с трудом извлекаются, причем промывка и замена перегородки затрудняется тем, что она обычно жестко укреплена на фильтре.

Металлические перегородки [35, 201—203, 361, 362, 367, 368, 371] находят все более широкое применение в химической и ряде других отраслей промышленности в качестве пористых перегородок для фильтрования жидкостей и газов и диспергирования газов в жидкостях.

Исходным материалом для изготовления этих перегородок служат металлические порошки, состоящие из шарообразных (или близких к шарообразным) частиц с гладкой поверхностью; эти порошки получают методами порошковой металлургии.

Наиболее часто применяются порошки из частиц углеродистой, нержавеющей или жароупорной стали, бронзы, латуни, никеля, серебра, а также карбидов некоторых тяжелых металлов.

Порошки подвергают спеканию, иногда после предварительного прессования. Пористые ленты получают обработкой порошка на вальцах и последующим спеканием.

Рассматриваемые перегородки можно изготовлять в виде листов, дисков, полых цилиндров или конусов, а также тел другой формы, причем их физические свойства, химический состав, структура, пористость, прочность и размер могут быть различными в зависимости от предъявляемых к ним требованиям. Размер пор в таких перегородках равен 1—75 мкм, а пористость достигает 50%; прочность на растяжение составляет до $7 \cdot 10^3 \text{ н} \cdot \text{см}^{-2}$.

Так, описан [452] патрон, изготовленный из листа, полученного прокаткой и спеканием специального порошка титана с содержанием 85—90% частиц размером до 60 мкм; пористость листа 38—43%, максимальный размер его пор 5—6 мкм, прочность на растяжение $3—5 \text{ н} \cdot \text{см}^{-2}$.

Металлические перегородки могут применяться в процессах фильтрования с закупориванием пор и с образованием осадка, причем регенерацию их удобно осуществлять в первом случае растворением твердых частиц в порах подходящей жидкостью, а во втором — обратным толчком фильтрата или подходящего газа.

Керамические перегородки изготовляют из предварительно измельченного и просеянного кварца или шамота, который затем тщательно смешивают со связующим веществом, например тонкодисперсным силикатным стеклом, и обжигают [204]. Перегородки из кварца устойчивы к действию концентрированных минеральных кислот, но нестойки к действию слабощелочных или нейтральных водных растворов солей. Перегородки из шамота хорошо сопротивляются воздействию разбавленных и концентрированных минеральных кислот и водных растворов их солей, но мало устойчивы к действию щелочных жидкостей [372].

Шероховатая поверхность керамической фильтровальной перегородки способствует адсорбции частиц и образованию сводиков над порами в процессе разделения суспензии.

При обжиге смеси шамота и связующего вещества получают также крупные блоки, из которых после медленного охлаждения вырезают однородные по свойствам фильтровальные перегородки нужной формы. Используя в качестве связующего вещества синтетические, например феноло-формальдегидные, полимеры, путем их отверждения при относительно невысоких температурах получают керамические фильтровальные перегородки, не содержащие замкнутых, не проницаемых для жидкости пор.

Описан способ изготовления керамических перегородок смешением кварцевого порошка со смесью термореактивной смолы и растворителя с последующим испарением растворителя, классификацией по размерам частиц кварца, покрытых пленкой смолы толщиной 0,1 диаметра частиц, и горячим прессованием. Полученные таким образом перегородки могут иметь форму пластин или полых цилиндров [373].

Стекланные перегородки получают спеканием различных фракций измельченного кварцевого стекла (без добавления связующего вещества) или обжигом измельченной смеси кварцевого и боросиликатного стекол с последующей обработкой изделия соляной кислотой для удаления химически нестойких компонентов [204]. Такие перегородки обычно выпускают в виде круглых дисков диаметром 10—200 мм с равномерными порами и применяют главным образом для лабораторных работ; однако их можно использовать и в заводских условиях, в частности в виде патронов.

Диатомитовые перегородки. Разнообразная форма и относительно одинаковые размеры частиц диатомита, свойства которого как вспомогательного вещества были рассмотрены в предыдущей главе, обуславливают высокую эффективность таких перегородок, задерживающих твердые частицы размером менее 1 мкм и даже некоторые виды бактерий. Перегородки в форме пластин и патронов получают обжигом смеси диатомита и связующего вещества.

Угольные перегородки. Пористые угольные перегородки получают смешением определенной фракции измельченного кокса с антраценовой фракцией каменноугольной смолы и последующим формованием образующейся смеси под давлением, сушкой формованных изделий и нагреванием их в восстановительном пламени [7]. Эти перегородки отличаются механической прочностью и устойчивостью к действию кислот и щелочей.

Эбонитовые перегородки. Для их получения частично вулканизированный каучук измельчают, прессуют в формах и подвергают окончательной вулканизации. Эти перегородки устойчивы к действию кислот, растворов солей и щелочей. Для разделения суспензий перегородки из некоторых сортов эбонита могут быть использованы при температурах от -10 до $+110^\circ \text{C}$ [7].

Пенопластовые перегородки [453]. Пенопласты, применяемые для изготовления фильтровальных перегородок, получают на основе полвинилхлорида, полиуретана, полиэтилена, полипропилена и других полимерных материалов. Пенопластовые

перегородки экономичны, так как исходное сырье и способ их изготовления недороги.

Перегородки из сплавленной окиси алюминия обладают относительно высокой пористостью и устойчивостью к резким изменениям температуры [5]. В виде плиток они применяются главным образом в фильтрах с ложным дном, где их используют в качестве фильтровальных или опорных перегородок, на которые помещают слой песка или другого сыпучего материала.

Перегородки из природных камней. Фильтровальные перегородки в виде плиток, вырезанных или выпиленных из некоторых сортов песчаника, использовались раньше в нутчах. Вследствие того, что такие перегородки отличаются недостаточно равномерным распределением пор, в настоящее время они заменены керамическими перегородками.

Нежесткие перегородки. Эти перегородки состоят из соприкасающихся, жестко не связанных твердых частиц каменного, древесного и животного углей, кокса, диатомита, отбеливающей глины, песка, а также некоторых неорганических солей. По сравнению с перегородками других типов они относительно дешевы и имеют то преимущество, что могут поддерживаться в чистом состоянии промывкой, сопровождающейся изменением взаимного расположения твердых частиц в результате перемешивания. Недостатком таких перегородок является возможность их применения только при наличии горизонтальной опорной перегородки. Проницаемость таких перегородок по отношению к жидкой фазе суспензии и способность задерживать ее твердую фазу в значительной мере определяется размером и формой составляющих перегородку частиц. В некоторых случаях действие этих перегородок основано не только на механическом задерживании твердой фазы суспензии, но и на адсорбции взвешенных и растворенных веществ на поверхности твердых частиц.

УКАЗАНИЯ ПО ВЫБОРУ ФИЛЬТРОВАЛЬНЫХ ПЕРЕГОРОДОК

Ввиду очень большого разнообразия типов фильтровальных перегородок, конструкций фильтров, свойств суспензий и условий их разделения выбор наиболее подходящей фильтровальной перегородки весьма сложен. Уже соблюдение упомянутого в начале этой главы основного правила выбора вызывает затруднение, поскольку увеличение или уменьшение размера пор действует в противоположном направлении на скорость фильтрования и задерживающую способность.

Указанное затруднение возрастает в связи с рядом других требований, одновременное выполнение которых нельзя достигнуть выбором одной из имеющихся фильтровальных перегородок. Поэтому выбор нередко сводится к нахождению наиболее разумного компромисса между различными, взаимно противоречивыми требованиями, предъявляемыми к фильтровальной перегородке в данных условиях разделения суспензии. Вследствие этого перед выбором необходимо предварительно решить некоторые вопросы, на-

пример: следует ли стремиться в первую очередь к повышению скорости фильтрования или улучшению чистоты фильтрата, а также является ли более существенной стоимость фильтровальной перегородки или продолжительность ее службы. В некоторых случаях относительно дорогая фильтровальная перегородка, например ткань из определенного синтетического материала, оказывается единственно подходящей в данных условиях разделения суспензии, что практически исключает экономические соображения при выборе.

Таким образом, выбор можно сделать только при учете всех требований, предъявляемых к фильтровальной перегородке; невозможно переходить от требования к требованию, логически устраняя перегородки до тех пор, пока после рассмотрения последнего требования не останется одна идеальная перегородка [354].

Нельзя себе представить некоторый общий порядок выбора фильтровальных перегородок, пригодный без изменения по крайней мере для большинства встречающихся на практике случаев. В каждом индивидуальном случае при выборе надлежит руководствоваться специфическими соображениями, определяемыми особенностями данного процесса разделения суспензии. Однако можно наметить общую схему выбора и последовательность испытаний применительно к большой группе фильтровальных перегородок одного типа, например к фильтровальным тканям.

Существует три способа испытаний фильтровальных перегородок — лабораторный, полужаводской и заводской. Лабораторный способ особенно быстр и экономичен, но получаемые при этом результаты часто ненадежны и должны поэтому рассматриваться как предварительные. Полужаводские испытания дают результаты, приближающиеся к заводским данным. Наиболее надежные результаты обеспечивают испытания в заводских условиях. При этом следует руководствоваться правилом, чтобы вся поверхность заводского фильтра (а не часть ее) состояла из исследуемой фильтровальной перегородки.

Различные фильтровальные перегородки, независимо от использования их в дальнейшем для разделения суспензии с определенными характеристиками, отличаются рядом свойств, из числа которых здесь кратко рассмотрены проницаемость по отношению к чистой жидкости, задерживающая способность по отношению к твердым частицам известного размера и распределение пор по размерам. Эти свойства исследуются в лаборатории, служат для сравнения фильтровальных перегородок и учитываются при их выборе.

Проницаемость по отношению к чистой жидкости, обычно воде, можно определить с помощью различных приборов [364], принцип действия которых основан на измерении объема фильтрата, полученного в течение определенного времени при соответствующей разности давлений и известной поверхности фильтрования. Проницаемость целесообразно выражать в виде гидравлического сопротивления фильтровальной перегородки. Эта величина находится на основании равенства, выводимого из уравнения (II, 11) при

условии, что толщина осадка $h_{oc} = 0$, и имеющего вид

$$R_{ф. п} = \frac{\Delta P \cdot S \tau}{V_{\mu}} \quad (XI, 1)$$

причем

$$\Delta P = \Delta P_{общ} - \Delta P_{пр} \quad (XI, 2)$$

где $\Delta P_{общ}$ — разность давлений при фильтровании с учетом гидростатического давления столба жидкости при течении ее через фильтровальную и опорную перегородки и каналы прибора;

$\Delta P_{пр}$ — то же при течении жидкости через одну опорную перегородку и каналы прибора.

Очевидно, что величина $\Delta P_{пр}$, находящаяся в отдельном опыте, характеризует сопротивление только каналов прибора, если испытываются жесткие фильтровальные перегородки, например из пористых металлов, керамики или стекла, не требующие опорных перегородок.

Определение гидравлического сопротивления фильтровальных перегородок путем расчета на основании данных об их структуре, как правило, затруднено ввиду недостаточной четкости характеристик такой структуры. Однако для наиболее простых по структуре фильтровальных перегородок рекомендованы соотношения, позволяющие рассчитать гидравлическое сопротивление.

Так, дана [456] зависимость гидравлического сопротивления ткани из монофиламентного волокна от диаметра нитей и пористости ткани. Исходя из модели неподвижного слоя частиц, получено [457] выражение для гидравлического сопротивления металлических тканей.

При оценке свойств и выборе ткани, а также других фильтровальных перегородок следует принимать во внимание, что гидравлическое сопротивление перегородки постепенно возрастает при увеличении числа циклов работы фильтра периодического действия или продолжительности работы фильтра непрерывного действия. При этом возрастание сопротивления происходит сначала относительно быстро, а затем замедляется. В частности, зависимость сопротивления тканей от числа циклов работы фильтра выражена [434] ранее приведенным уравнением (VIII, 406).

Задерживающая способность по отношению к твердым частицам, например сферическим частицам полистирола определенного размера, находится из опытов, в которых устанавливают содержание этих частиц в фильтруемой жидкости до фильтровальной перегородки и после нее. При этом содержание твердых частиц в пробах жидкости, взятых до фильтровальной перегородки и после нее, находят отстаиванием или дополнительным фильтрованием сквозь плотную фильтровальную бумагу.

Задерживающую способность $K_{ф}$ оценивают из равенства:

$$K_{ф} = \frac{g' - g''}{g''} \quad (XI, 3)$$

где g' и g'' — содержание твердых частиц в пробах жидкости соответственно до и после фильтровальной перегородки.

Распределение пор по размеру, а также средний размер пор находят пузырьковым методом [352, 369, 370, 374], который в общих чертах состоит в следующем.

Исследуемая фильтровальная перегородка размещается на опорном устройстве под поверхностью жидкости, которая полностью смачивает материал перегородки. Затем под нижнюю поверхность фильтровальной перегородки подается воздух, давление которого постепенно повышается, в результате чего наступает момент, когда через перегородку начинают проходить единичные цепочки пузырьков. Это соответствует прохождению пузырьков воздуха через поры наибольшего размера. При дальнейшем повышении давления количество единичных цепочек пузырьков возрастает за счет прохождения воздуха через поры все меньшего размера. Во многих случаях достигается такое давление, когда при очень небольшом его увеличении жидкость «вскипает». Это означает, что исследуемая фильтровальная перегородка характеризуется достаточно однородными порами. Если «вскипания» не происходит, фильтровальная перегородка имеет поры, значительно различающиеся по размеру.

Размер пор, через которые проходит воздух при данном давлении, вычисляют по известным закономерностям. Для пор, поперечное сечение которых можно принять близким к треугольнику, за определяющий размер рекомендовано считать не сторону треугольника, а диаметр круга, который может быть в него вписан. Отмечено, что ошибки при нахождении размера пор пузырьковым методом в значительной мере объясняются недостаточной смачиваемостью материала фильтровальной перегородки жидкостью, выбранной для опыта.

Далее излагается примерный порядок выбора фильтровальных тканей, который отчасти можно использовать при выборе нетканых материалов.

Для ориентации при выборе одной из фильтровальных тканей применительно к осуществлению данного процесса разделения суспензии необходимо иметь сведения о назначении фильтрования (получение осадка, фильтрата или того и другого одновременно), а также по возможности полные данные о свойствах твердых частиц (размер, форма, удельный вес), жидкости (кислая, щелочная, нейтральная; температура, вязкость, удельный вес), суспензии (соотношение твердой и жидкой фаз, агрегация частиц, вязкость), осадка (удельное сопротивление, сжимаемость; кристаллический, рассыпчатый, пластичный, липкий, слизистый). Кроме того, следует иметь представление о производительности, что поможет определить движущую силу процесса (сила тяжести, вакуум, давление).

С учетом сведений, приведенных выше, выбирается подходящая по своим характеристикам ткань, устойчивая в данных химических, термических и механических условиях.

При выборе ткани с определенными механическими свойствами следует учитывать движущую силу процесса и тип фильтра, на

котором будет разделяться суспензия. Конструкция фильтра может определить одну или более из следующих характеристик фильтровальной ткани: а) прочность на растяжение; б) устойчивость при изгибании; в) устойчивость к истиранию; г) способность принимать форму опорной перегородки фильтра.

Прочность на растяжение важна, например, для ленточных безъячеевых фильтров. Устойчивость при изгибании приобретает большое значение, когда рассматривается вопрос об использовании металлических сеток или синтетических монофиламентных тканей; последние значительно устойчивее. Если в фильтре ткань подвергается истиранию, то исключается применение стеклянных тканей, которые, однако, имеют хорошую прочность на растяжение.

С точки зрения способности принимать форму опорной перегородки некоторые ткани нельзя использовать, хотя в других отношениях они обладают желательными свойствами. Так, на барабанных вращающихся фильтрах ткань прижимается к барабану методом «конопатки» при помощи шнуров, которые проходят по окружности барабана. В данном случае плотные ткани, изготовленные из монофиламентных полистиленовых или полипропиленовых нитей, менее желательны, чем более гибкие ткани, изготовленные из полифиламентных нитей, или штапельные ткани.

При использовании некоторых фильтров предъявляются дополнительные требования к ткани. Например, для плиточно-рамных фильтрпрессов получают большое значение уплотняющие свойства ткани. Среди тканей из синтетических материалов в этом отношении наиболее пригодны штапельные ткани, за которыми следуют ткани из полифиламентных и монофиламентных нитей. В листовых фильтрах, работающих под вакуумом и давлением, фильтровальная ткань натягивается на жесткие каркасы. Поскольку размер ткани после соприкосновения с суспензией не должен изменяться, необходима предварительная усадка ткани.

При выборе типа ткани из синтетических материалов нужно учитывать, что штапельные ткани обеспечивают хорошую задерживающую способность по отношению к твердым частицам ввиду наличия на их поверхности небольших волосков. Однако осадок отделяется от этих тканей хуже, чем от тканей из полифиламентных и в особенности монофиламентных нитей.

При выборе способа переплетения нитей и размера пор ткани, что определяет ее проницаемость и задерживающую способность, следует исходить из назначения процесса фильтрования и данных о свойствах твердых частиц, суспензии и осадка. Решение о выборе достаточно плотной или редкой ткани можно принять только после сопоставления всех особенностей рассматриваемого процесса фильтрования.

Сделанный таким образом выбор фильтровальной ткани подтверждается или корректируется на основании лабораторных испытаний с использованием, например, однолистового фильтра. Испытания на этом фильтре не дают сведений о прогрессирующем

закупоривании пор и изнашивании ткани. Однако они дают указания о чистоте фильтрата, производительности и окончательной влажности осадка. Однолистовой фильтр представляет собой плоскую полую пластину, одна из сторон которой обтянута фильтровальной тканью. Этот фильтр присоединяют к источнику вакуума и погружают в суспензию (фильтрование); поддерживают в воздухе (продувка) или орошают диспергированной жидкостью (промывка). При этом ткань фильтра обращена вниз или вверх или расположена вертикально в зависимости от того, какой фильтр моделируется в данном случае.

Ниже описывается рекомендуемая [357] последовательность операций при испытании применительно к выбору ткани для десяти типов вакуум-фильтров непрерывного действия: барабанный фильтр с устройством для снятия осадка шнурами; барабанный фильтр с устройством для снятия осадка ножом; барабанный фильтр с устройством для снятия осадка валиком; барабанный фильтр со сходящей тканью; барабанный фильтр со слоем вспомогательного вещества; барабанный фильтр с внутренней поверхностью фильтрования; дисковый фильтр с устройством для снятия осадка ножом; дисковый фильтр с устройством для снятия осадка валиком; тарельчатый фильтр со шнековым устройством для снятия осадка и карусельный фильтр.

Когда цикл состоит только из операций фильтрования и продувки, после определения весовой концентрации суспензии производят пробное фильтрование в течение 60 сек и продувку в течение 120 сек. Измеряют толщину осадка и снимают его шнурами, ножом или валиком, после чего определяют вес влажного осадка и содержание в нем влаги; устанавливают чистоту фильтрата и его вес.

Если осадок не снимается удовлетворительно ни одним из указанных способов, целесообразно увеличить продолжительность продувки или вакуум, или то и другое одновременно. Если осадок и после этого снимается плохо, следует испытать другую фильтровальную ткань. Когда осадок снимается удовлетворительно, надлежит сделать опыт при более коротком времени фильтрования и пониженном или повышенном вакууме. При этом необходимо иметь в виду, что сжимаемые осадки иногда закупоривают поры быстрее при повышенном вакууме.

После описанного пробного фильтрования принимают некоторый цикл работы фильтра, основанный на типе фильтра, который был моделирован, и свойствах разделяемой суспензии. В соответствии с принятым циклом выполняют новое фильтрование и отмечают величины, характеризующие процесс. Затем вычисляют производительность в $н \cdot м^{-2} \cdot ч^{-1}$, скорость фильтрования в $м^3 \cdot м^{-2} \cdot сек^{-1}$ и влажность образовавшегося осадка. Если возможно, определяют также расход воздуха во время продувки в $м^3 \cdot сек^{-1}$.

Результаты первых двух или трех испытаний с новой тканью не должны приниматься во внимание, поскольку они не могут

характеризовать с достаточной точностью свойства ткани. Испытания ткани необходимо продолжать до тех пор, пока четыре или пять последовательных испытаний не покажут результаты, отличающиеся один от другого на 3—5% по скорости фильтрации и влажности осадка.

Когда цикл состоит из операций фильтрации, промывки и продувки, испытания в основном проводят аналогичным образом. В этом случае по окончании фильтрации вакуум отключают и сборник фильтрата заменяют на сборник промывной жидкости. Затем вакуум снова включают и начинают промывку, причем промывную жидкость в диспергированном состоянии подают с такой скоростью, чтобы поверхность осадка поддерживалась во вполне смоченном состоянии, но не покрывалась жидкостью в виде сплошного слоя.

Экономическую сторону выбора ткани рекомендовано рассматривать только после полного установления характеристик ткани. При этом может возникнуть необходимость выбора между двумя приблизительно равноценными в других отношениях тканями, одна из которых по сравнению с другой отличается большей продолжительностью службы, но и большей стоимостью.

Описаны также методики выбора синтетических, хлопчатобумажных, шерстяных и стеклянных тканей по их проницаемости и задерживающей способности [375, 376].

На основании обследования ряда производств неорганических и органических продуктов, в частности красителей и медицинских препаратов, даны [417] рекомендации по замене хлопчатобумажных фильтровальных тканей на ткани из синтетических волокон.

КЛАССИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССОВ ФИЛЬТРОВАНИЯ

Данная классификация может быть основана на различии технических задач, которые ставят при разделении суспензий, или на различии способов, которыми достигается поставленная цель.

При разделении суспензий можно поставить следующие технические задачи:

выделение из суспензии ценной твердой фазы, когда жидкая фаза представляет отход;

отделение ценной жидкой фазы суспензии от содержащейся в ней твердой фазы, когда последняя представляет отход;

одновременное получение ценных твердой и жидкой фаз суспензии.

Разделение суспензий может производиться разными способами:

1. Фильтрация с образованием на поверхности фильтровальной перегородки осадка, представляющего собой твердую фазу суспензии.

2. Фильтрация с закупориванием пор фильтровальной перегородки твердой фазой суспензии.

3. Фильтрация с образованием на поверхности фильтровальной перегородки осадка, состоящего из вспомогательного вещества и твердой фазы суспензии.

4. Фильтрация с частичным разделением и сгущением суспензии.

Следует отметить, что любая техническая задача, которую ставят при разделении суспензий фильтрацией, принципиально может быть решена любым из указанных способов разделения.

Выбор способа разделения суспензии определяется различными условиями проведения процесса, в особенности концентрацией суспензии. Ниже приводятся общие сведения о четырех способах разделения с указанием концентраций суспензии, характерных для каждого способа. При этом не следует забывать, что эти концентрации ориентировочные.

1. Фильтрация с образованием на поверхности фильтровальной перегородки осадка, состоящего из твердой фазы суспензии. В первом приближении считают [23], что этот способ фильтрации в чистом виде осуществим при концентрации твердой фазы суспензии

более 1%, когда создаются благоприятные условия для образования сводиков над входами в поры фильтровальной перегородки (стр. 79).

Этот способ наиболее распространен в промышленности и отличается необходимостью периодически удалять с фильтровальной перегородки слой осадка. Перед удалением осадок часто промывают жидкостью (например, водой) для извлечения из его пор фильтрата; промытый осадок нередко продувают газом (например, воздухом) для вытеснения из его пор промывной жидкости.

Полученный в начальный момент фильтрования тонкий слой осадка предотвращает в дальнейшем проникание в поры перегородки тонкодисперсных твердых частиц. Поэтому проницаемость фильтровальной перегородки по отношению к жидкой фазе суспензии уменьшается не очень быстро и обычно частично восстанавливается после ее промывки.

Среди многочисленных примеров фильтрования по этому способу можно указать на разделение суспензий бикарбоната натрия в производстве соды, литопона в производстве красок, β -нафтола в производстве полупродуктов для красителей, твердых парафиновых углеводородов при рафинировании нефтяных продуктов.

2. Фильтрование с закупориванием пор фильтровальной перегородки твердой фазой суспензии. В первом приближении считают, что этот способ фильтрования в чистом виде осуществим при концентрации твердой фазы суспензии менее 0,1%, когда создаются благоприятные условия для проникания твердых частиц в поры фильтровальной перегородки.

В данном случае процесс фильтрования протекает, как правило, довольно медленно, поскольку закупоривание пор перегородки происходит уже в начальной стадии процесса. При этом для поддержания достаточной производительности фильтра необходимо часто менять или промывать фильтровальную перегородку. Промывка перегородки с успехом может быть выполнена лишь при условии, что твердые частицы, закупоривающие ее поры, растворяются в промывной жидкости. Для этого промывную жидкость (чаще всего воду) в зависимости от свойств твердых частиц предварительно нагревают, подкисляют или подщелачивают.

В качестве примеров процесса разделения суспензий с закупориванием пор фильтровальной перегородки следует отметить фильтрование различных соков и сиропов в пищевой промышленности, растворов целлюлозы в производстве искусственного волокна, а также минеральных масел при их очистке.

3. Фильтрование с образованием на поверхности фильтровальной перегородки осадка, состоящего из вспомогательного вещества и твердой фазы суспензии. При промежуточной концентрации 0,1—1% наблюдается смешанный вид фильтрования, когда твердые частицы суспензии частично проникают в поры фильтровальной перегородки и частично образуют сводики над ними. Для перехода

от этого нежелательного вида фильтрования к фильтрованию с образованием осадка суспензию предварительно сгущают отстаиванием или прибавляют к ней вспомогательное вещество для повышения концентрации твердых частиц. Вспомогательное вещество (например, диатомит, отбеливающая земля, асбест) прибавляется в количестве до 2% от веса суспензии и после фильтрования часто может быть регенерировано промывкой.

Для предотвращения закупоривания пор фильтровальной перегородки на нее также предварительно наносят слой вспомогательного вещества толщиной до 100 мм, через который затем фильтруют очищаемую жидкость, содержащую небольшое количество твердой фазы. При таком способе работы в первую очередь закупориваются поры в той части слоя вспомогательного вещества, которая в процессе фильтрования соприкасается с суспензией. В связи с этим указанную часть слоя периодически срезают ножевым устройством, которое при помощи специального механизма медленно перемещается к фильтровальной перегородке, уменьшая толщину слоя вспомогательного вещества. Закономерности такого способа фильтрования сложны и в настоящее время изучены еще недостаточно [205, 206].

Для предотвращения закупоривания пор фильтровальной перегородки и поддержания достаточной проницаемости осадка рекомендуют смешанный способ работы с вспомогательным веществом [207]. Сначала приблизительно $\frac{1}{5}$ часть общего количества вспомогательного вещества наносят на перегородку фильтрованием взвеси этого вещества в чистой жидкости, а затем оставшуюся часть вещества наносят в процессе разделения суспензии.

4. Фильтрование с частичным разделением и сгущением суспензии. Суспензии с концентрацией твердой фазы ниже 10% трудно разделять на вращающихся фильтрах, для которых продолжительность стадии образования осадка нужной толщины ограничена [208]. Поэтому такие суспензии сначала сгущают под действием силы тяжести в отстойниках или под действием разности давлений в сгустителях. Последние представляют собой фильтры, поверхность фильтрования которых в процессе работы постоянно погружена в сгущаемую суспензию, причем цикл их работы состоит из стадии фильтрования с образованием осадка и стадии его удаления с фильтровальной перегородки обратным потоком фильтрата. При этом объем фильтрата, полученного в стадии фильтрования, должен быть больше объема фильтрата, возвращаемого в сгущаемую суспензию в стадии удаления осадка. Это позволяет получить в нижней части сгустителя такую смесь осадка и фильтрата, в которой концентрация твердых частиц больше, чем в исходной суспензии. Использование обратного потока фильтрата дает возможность удалять с фильтровальной перегородки тонкий слой осадка и поддерживать относительно высокую среднюю скорость фильтрования, а также обеспечивает достаточно хорошую промывку фильтровальной перегородки.

Сгущение суспензий применяется, например, в производстве сахара при обработке соков после сатурации.

В зависимости от способа достижения разности давлений можно осуществлять различные режимы фильтрования:

при постоянной разности давлений и уменьшающейся скорости процесса;

при постоянной скорости процесса и возрастающей разности давлений;

при переменных разности давлений и скорости процесса.

В первом случае постоянная разность давлений обеспечивается присоединением фильтра к ресиверу, в котором поддерживается постоянное разрежение или избыточное давление; во втором случае постоянная скорость процесса обеспечивается подачей суспензии на фильтр поршневым насосом; в третьем случае изменение разности давлений и скорости процесса обусловлено подачей суспензии на фильтр центробежным насосом, производительность которого изменяется с возрастанием сопротивления фильтра вследствие увеличения толщины осадка.

КЛАССИФИКАЦИЯ ФИЛЬТРОВ

Одной из основных характеристик, используемых для классификации фильтров, является периодичность или непрерывность их действия, в связи с чем они подразделяются на фильтры периодического действия и фильтры непрерывного действия. Однако эта характеристика фильтров нуждается в пояснении.

Действительно, непрерывный процесс соответствует установившемуся процессу, когда параметры вещества (температура, давление, состав) в каждой точке аппарата не изменяются с течением времени.

Любой существующий фильтр непрерывного действия отличается тем, что каждый элементарный участок его поверхности фильтрования непрерывно перемещается по замкнутой кривой, причем на этом участке последовательно осуществляются различные операции: разделение суспензии, промывка, обезвоживание, сушка и удаление осадка, промывка фильтровальной перегородки. Можно считать, что такой фильтр состоит из двух систем: одна из них включает неподвижные части (опорные приспособления, резервуар для суспензии, устройства для удаления осадка), а другая — движущиеся части (фильтровальная перегородка). При этом параметры вещества в каждой точке активного пространства фильтра постоянны только относительно первой системы, но переменны относительно второй. Так, в любой момент времени в произвольной точке, выбранной вблизи поверхности фильтрования и неподвижной относительно первой системы, будут постоянны, например, давление и состав осадка; однако в аналогичной точке, неподвижной относительно второй системы, указанные величины будут изменяться по мере протекания отдельных стадий процесса.

Поэтому по отношению к фильтровальной перегородке процесс, осуществляемый на так называемых фильтрах непрерывного действия, является неустановившимся и по существу — периодическим.

Таким образом, подразделение фильтров на периодические и непрерывнодействующие следовало бы заменить делением фильтров на немеханизированные и механизированные; однако в последующем изложении названия периодически и непрерывнодействующих фильтров сохранены как общепринятые.

В связи с приведенной выше классификацией процессов фильтрования отметим следующее:

для проведения процессов разделения суспензий с образованием осадка, включая процессы с использованием вспомогательного вещества, применяют как фильтры периодического, так и фильтры непрерывного действия;

для проведения процессов разделения суспензий с закупориванием пор фильтровальной перегородки используют, как правило, фильтры периодического действия (исключение составляет фильтр, описанный на стр. 349);

на фильтрах периодического действия осуществляют любой режим фильтрования;

на фильтрах непрерывного действия практически осуществляют лишь режим фильтрования при постоянной разности давлений.

Фильтры можно классифицировать также следующим образом.

1. По способу создания разности давлений и величине ΔP :

$\Delta P, \text{ н·см}^{-2}$

Гидростатическое давление слоя разделяемой суспензии	Обычно не более 5
Действие вакуум-насосов	5—9
Действие компрессоров	5—30
Действие насосов	До 50 и более

2. По взаимным направлениям действия силы тяжести и движения фильтра:

Угол, градусы

Противоположны	180
Совпадают	0
Перпендикулярны	90

Кроме того, при классификации фильтров иногда следует учитывать их конструктивные особенности: форму и расположение фильтровальной перегородки, а также зон для размещения суспензии, осадка и фильтрата; способ удаления осадка; наличие или отсутствие устройств для промывки, обезвоживания и сушки осадка.

Поскольку осаждение твердых частиц суспензии под действием силы тяжести имеет большое значение для процесса фильтрования и условий работы фильтра, в дальнейшем изложении в основу классификации фильтров положено деление их на три группы по признаку взаимного направления действия силы тяжести и движе-

ния фильтрата. Внутри каждой из этих групп фильтры по возможности объединены в подгруппы по конструктивным признакам.

Число описанных [5—8, 16, 208, 283, 352, 383, 384, 389—391, 458] конструкций фильтровального оборудования очень велико. Однако рассмотрение даже только тех фильтров, которые имеют существенное практическое значение, выходит за рамки настоящей главы. Поэтому в дальнейшем описаны принцип действия и основные особенности лишь некоторых типичных фильтров; отдельные фильтры только упомянуты.

ФИЛЬТРЫ С ПРОТИВОПОЛОЖНЫМИ НАПРАВЛЕНИЯМИ ДЕЙСТВИЯ СИЛЫ ТЯЖЕСТИ И ДВИЖЕНИЯ ФИЛЬТРАТА [БАРАБАННЫЕ ФИЛЬТРЫ]

Фильтры с плоской горизонтальной фильтровальной перегородкой, в которых суспензия находится под этой перегородкой и угол между указанными направлениями составляет 180° , распространения в промышленности не получили.

Фильтры в виде горизонтального барабана, частично погруженного в суспензию, широко используют в промышленности. Применительно к фильтрам со степенью погружения барабана менее 0,5, которые до настоящего времени имеют наиболее широкое распространение в промышленности, можно считать, что указанные направления приблизительно противоположны.

Все рассматриваемые в этой группе аппараты представляют собой непрерывнодействующие барабанные фильтры, работающие чаще всего под вакуумом, значительно реже — под давлением гидростатического столба суспензии и еще реже — под избыточным давлением, создаваемым внешним источником.

Преимуществом этих фильтров является непрерывность их действия; к недостаткам можно отнести невозможность произвольно изменять в широких пределах продолжительность отдельных операций в общем цикле их работы и относительную сложность конструкции. Поэтому следует поддерживать по возможности постоянными свойства разделяемой суспензии, поскольку при изменении этих свойств может значительно изменяться требуемая продолжительность отдельных стадий процесса разделения.

Барабанные фильтры со степенью погружения менее 0,5 используют главным образом для разделения малорасслаивающихся суспензий, так как в этих случаях необходимо лишь слабое перемешивание суспензии для предотвращения осаждения твердых частиц под действием силы тяжести. Эти фильтры менее пригодны для разделения полидисперсных суспензий, содержащих твердые частицы различных размеров, которые осаждаются под действием силы тяжести с разной скоростью. В таких случаях возможно образование на фильтровальной перегородке первоначального слоя осадка, состоящего из частиц небольшого размера и обладающего повышенным удельным сопротивлением.

Ячейковый барабанный вакуум-фильтр с наружной поверхностью фильтрования характеризуется степенью погружения барабана в суспензию, равной 0,3—0,4; из барабанных фильтров он наиболее распространен в промышленности [385].

Общий вид такого фильтра показан на рис. XII-1. Фильтр имеет полый барабан 1 с перфорированной боковой поверхностью, разделенной внутренними ячейками на прямоугольные участки 2 и покрытой сначала металлической сеткой, а затем фильтровальной тканью (на рисунке не показаны). Барабан вращается на валу,

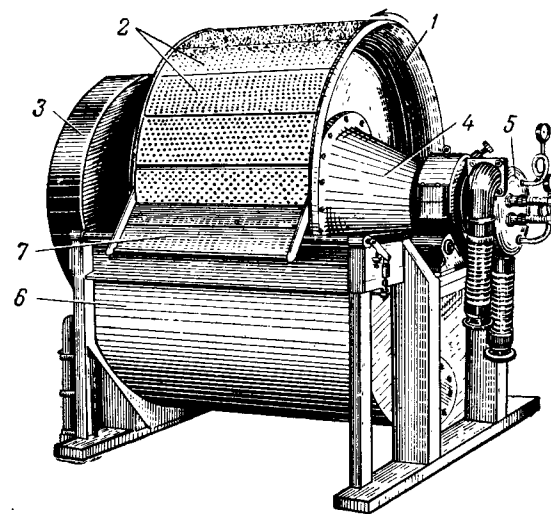


Рис. XII-1. Общий вид ячейкового барабанного вакуум-фильтра с наружной поверхностью фильтрования:

1 — полый барабан; 2 — прямоугольные участки поверхности фильтрования; 3 — привод; 4 — полый цапфа; 5 — распределительное устройство; 6 — резервуар для суспензии; 7 — нож для сема осадка.

один конец которого соединен с приводом 3, получающим движение от электродвигателя, а другой — имеет полую цапфу 4, примыкающую к распределительному устройству 5. Поверхность барабана частично погружена в суспензию, находящуюся в резервуаре 6.

Образующийся на поверхности барабана осадок снимается ножом 7 (при вращении барабана в направлении стрелки).

Каждая ячейка 2 барабана 1 (рис. XII-2) при помощи трубки 3, проходящей в полую цапфу 4 вала 5, соединена с распределительным устройством 6. Под барабаном расположена медленно качающаяся маятниковая мешалка 7, предотвращающая осаждение твердых частиц суспензии под действием силы тяжести.

Схема действия фильтра показана на рис. XII-3. При вращении барабана 1 в направлении стрелки каждая ячейка соединяется

трубкой 2 с различными полостями неподвижной части распределительного устройства 4 и проходит последовательно зоны фильтрования, первого обезвоживания, промывки, второго обезвоживания, удаления осадка и регенерации ткани.

В зоне фильтрования ячейка соприкасается с суспензией, находящейся в резервуаре 11 с мешалкой 12, и соединяется трубкой с полостью 10, которая сообщается с источником вакуума. При

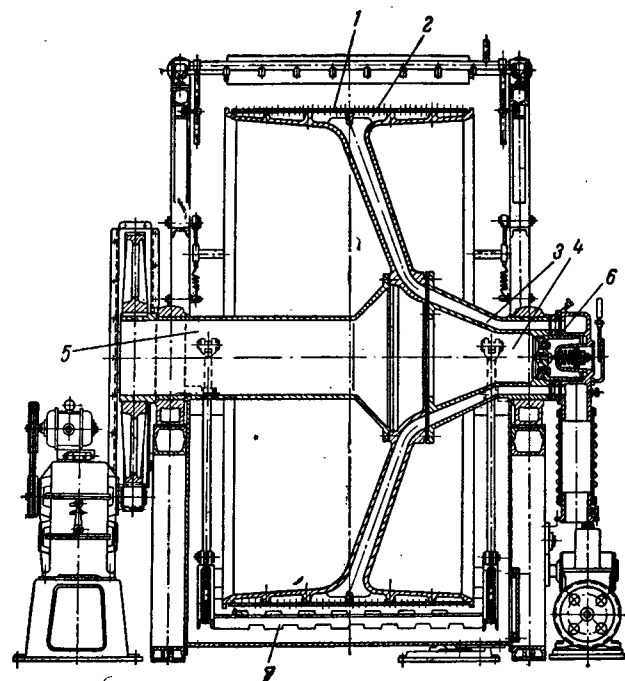


Рис. XII-2. Продольный разрез ячейкового барабаниого вакуум-фильтра с наружной поверхностью фильтрования:

1 — барабан; 2 — соединительная трубка; 3 — нож для счема осадка; 4 — распределительное устройство; 5 — вал; 6 — распределительное устройство; 7 — маятниковая мешалка.

этом фильтрат через трубку и полость уходит в сборник, а на поверхности ячейки образуется осадок.

В зоне первого обезвоживания осадок соприкасается с атмосферным воздухом, а ячейка соединяется с той же полостью 10. Под действием вакуума воздух вытесняет из пор осадка жидкую фазу суспензии, которая присоединяется к фильтрату.

В зоне промывки на частично обезвоженный осадок из разбрызгивающих устройств 8 подается промывная жидкость, а ячейка трубкой соединяется с полостью 6, которая также сообщается с источником вакуума. При этом промывная жидкость через трубку и полость уходит в другой сборник.

В зоне второго обезвоживания промытый осадок также соприкасается с атмосферным воздухом, а ячейка остается соединенной с той же полостью 6; поэтому промывная жидкость вытесняется из пор осадка и уходит в сборник. Для предотвращения образования в осадке трещин во время промывки и последующего обезвоживания на него накладывается часть бесконечной ленты 7, которая

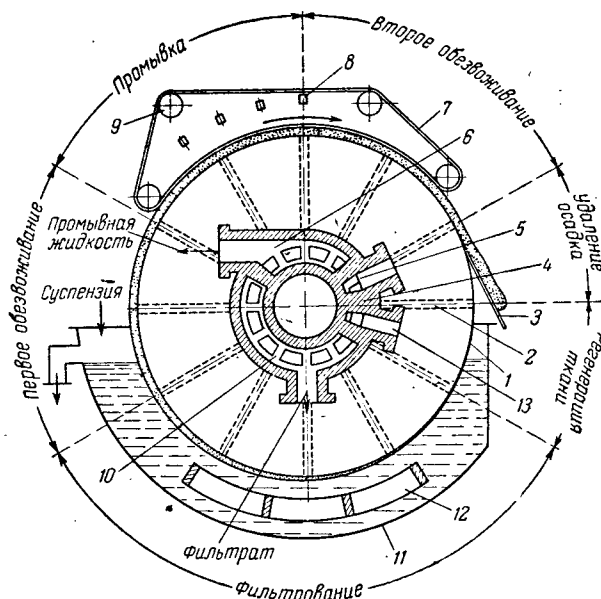


Рис. XII-3. Схема действия ячейкового барабаниого вакуум-фильтра с наружной поверхностью фильтрования:

1 — барабан; 2 — соединительная трубка; 3 — нож для счема осадка; 4 — распределительное устройство; 5, 13 — полости распределительного устройства, сообщающиеся с источником сжатого воздуха; 6, 10 — полости распределительного устройства, сообщающиеся с источником вакуума; 7 — бесконечная лента; 8 — разбрызгивающее устройство; 9 — направляющий ролик; 11 — резервуар для суспензии; 12 — мешалка.

вследствие трения об осадок перемещается по направляющим роликам 9. В зоне удаления осадка ячейка трубкой соединяется с полостью 5, которая сообщается с источником сжатого воздуха; под действием последнего осадок разрыхляется и отделяется от ткани, после чего скользит по поверхности ножа 3 и поступает на дальнейшую обработку. В зоне регенерации ткань продувается сжатым воздухом, который поступает в ячейку по трубке из полости 13.

Для предохранения от растяжения при продувке ткань прижимается к поверхности барабана спирально намотанной тонкой проволокой.

Распределительное устройство (рис. XII-4) барабанного вакуум-фильтра служит для последовательного соединения каждой ячейки с источниками вакуума и сжатого воздуха; благодаря этому достигается чередование отдельных операций в цикле работы фильтра. Вращающаяся цапфа 1 с трубками 2 имеет на конце шайбу 3 с отверстиями 4, совпадающими с трубками 2. Неподвижный корпус 5 распределительного устройства снабжен укрепленной на нем съемной шайбой 6, причем корпус и шайба имеют совпадающие прорези 7—10. При вращении барабана каждая сек-

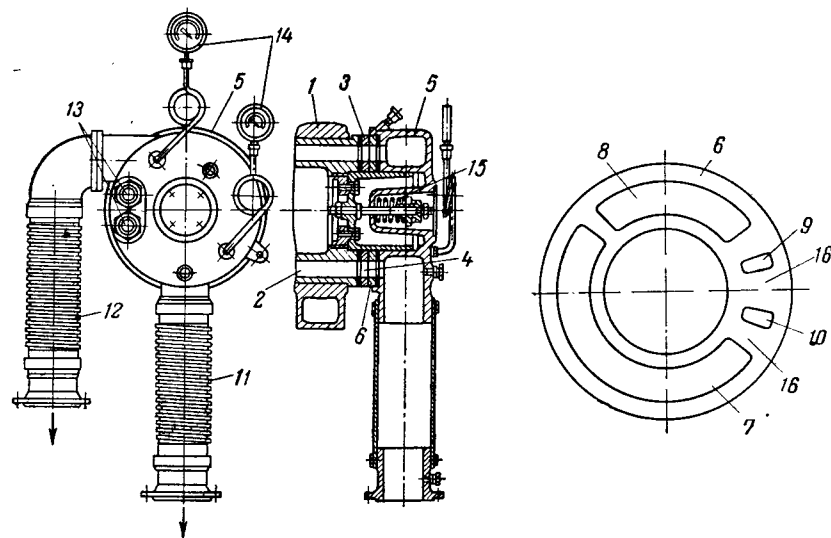


Рис. XII-4. Распределительное устройство барабанного вакуум-фильтра:

1 — вращающаяся цапфа; 2 — соединительная трубка; 3 — вращающаяся шайба; 4 — отверстия во вращающейся шайбе; 5 — неподвижный корпус; 6 — неподвижная съемная шайба; 7 — 10 — прорези в неподвижной шайбе; 11 — трубопровод для удаления фильтрата; 12 — трубопровод для удаления промывной жидкости; 13 — трубопроводы для подачи сжатого воздуха; 14 — вакуумметры; 15 — пружина; 16 — мостики между прорезями.

ция трубкой 2 и отверстием 4 последовательно соединяется с прорезью 7 (зоны фильтрования и первого обезвоживания), прорезью 8 (зоны промывки и второго обезвоживания), прорезью 9 (зона удаления осадка) и прорезью 10 (зона регенерации ткани). Из распределительного устройства фильтрат и промывная жидкость поступают в сборники соответственно по трубопроводам 11 и 12.

Сжатый воздух подается в распределительное устройство по трубопроводам 13; вакуум в зонах, соответствующих прорезям 7 и 8, измеряется вакуумметрами 14. Корпус 5 с шайбой 6 прижимается к вращающейся шайбе 3 пружиной 15. Мостики 16 между прорезями обуславливают наличие небольших промежуточных нерабочих зон (на рис. XII-3 не показаны), разграничивающих от-

дельные рабочие зоны, когда ячейки отключены от источников вакуума и сжатого воздуха.

Один из вариантов схемы фильтровальной установки с барабанным вакуум-фильтром показан на рис. XII-5. Установка размещается на различных этажах производственного помещения, что обеспечивает возможность удаления фильтрата и промывной жидкости из фильтра без применения насосов. Это особенно важно в тех случаях, когда фильтрат или промывная жидкость обладает коррозионными свойствами.

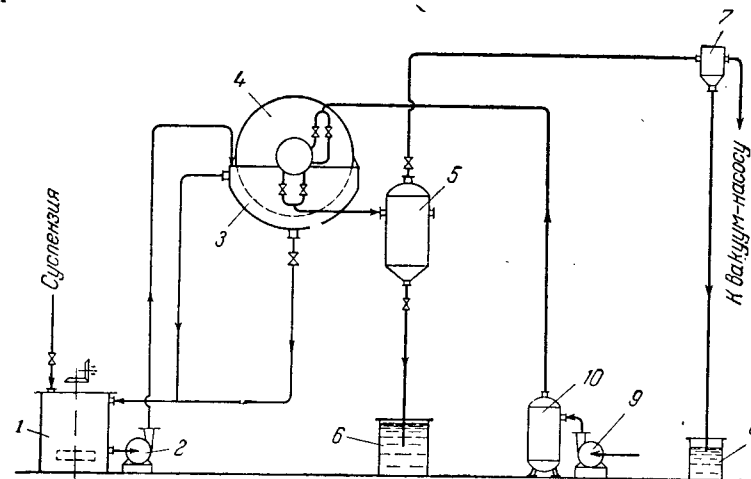


Рис. XII-5. Схема фильтровальной установки с барабанным вакуум-фильтром:

1 — аппарат для суспензии; 2 — центробежный насос; 3 — резервуар фильтра; 4 — барабанный вакуум-фильтр; 5 — ресивер для фильтрата и промывной жидкости; 6 — сборник для фильтрата и промывной жидкости; 7 — ловушка; 8 — сборник; 9 — воздухоудовка; 10 — ресивер для сжатого воздуха.

Суспензия из аппарата 1 центробежным насосом 2 подается в резервуар 3 барабанного фильтра 4. Избыток суспензии в процессе работы фильтра стекает по переливному трубопроводу обратно в аппарат 1. Фильтрат и промывная жидкость под действием вакуума направляются в общий ресивер 5 для отделения от воздуха, поступившего в фильтр в стадиях обезвоживания и промывки. Жидкость из ресивера 5 по вертикальному трубопроводу высотой не менее 9 м под действием гидростатического давления поступает в сборник 6. Воздух из ресивера 5 направляется в ловушку 7 для отделения от капелек жидкости, после чего вакуум-насосом удаляется из системы. Жидкость из ловушки 7 стекает в сборник 8 также под действием гидростатического давления. Сжатый воздух подается в фильтр через ресивер 10 при помощи воздухоудовки 9.

В зависимости от условий производства в описанную схему могут быть внесены различные изменения:

все оборудование установки размещается на одном этаже, причем для удаления фильтрата и промывной жидкости из ресивера 5 применяется центробежный насос, поскольку гидростатическое давление в трубопроводе между ресивером 5 и сборником 6 невелико;

суспензия из аппарата 1, установленного выше фильтра, поступает в резервуар 3 самотеком, что особенно целесообразно при разделении расслаивающихся суспензий;

фильтрат и промывная жидкость отводятся из фильтра раздельно, для чего устанавливают два ресивера и два сборника, а также два центробежных насоса (при размещении установки на одном этаже);

между ресивером 5 и ловушкой 7 устанавливают конденсатор смещения (если температура разделяемой водной суспензии превышает 50°С).

Кроме описанной конструкции ячейкового барабанного вакуум-фильтра с наружной поверхностью фильтрования, существуют другие его конструкции, аналогичные по принципу действия. Эти фильтры имеют поверхность фильтрования 1—75 м² и скорость вращения барабана 0,1—3 об/мин*.

Для разделения кислых и нейтральных суспензий, когда недопустимо попадание окислов железа в фильтрат и осадок, применяют фильтры, в которых все детали, соприкасающиеся с суспензией и фильтратом, выполняют из нержавеющей стали и пластмасс или гуммируют [208, 210].

В качестве конструктивных материалов для изготовления барабанных фильтров используются также легированные стали и молибден.

Усовершенствованию конструкции и способа действия ячейковых барабанных вакуум-фильтров с наружной поверхностью фильтрования продолжают уделять много внимания. Усовершенствования направлены на улучшение условий перемешивания суспензии в корыте, достижение лучшего качества промывки и обезвоживания осадка на фильтре и предотвращение растрескивания осадка.

Особое значение для эффективности работы барабанного вакуум-фильтра имеет рациональный способ удаления осадка с поверхности ткани. Как указывалось в главе VIII, производительность такого фильтра возрастает с увеличением скорости вращения барабана и соответствующим уменьшением толщины осадка. Однако по мере уменьшения толщины осадка возрастают трудности, связанные с отделением его от поверхности ткани. Минимальная толщина осадка, при которой его еще можно удовлетворительно отделить от поверхности ткани, зависит от свойств самого осадка и конструкции устройств для его удаления.

* Здесь и в дальнейшем подобные данные приводятся в основном для отечественных фильтров [208].

В настоящее время применяют несколько способов отделения осадка от ткани: с использованием ножа, шнуров, цепочек или сетки, валиков, а также путем отведения ткани с осадком от поверхности барабана и последующего смывания осадка с ткани или снятия его с ткани валиком.

Нож в виде широкой металлической полосы устанавливают наклонно вдоль образующей барабана на некотором расстоянии от его поверхности, причем наклон и расстояние могут изменяться соответствующим устройством. При использовании ножа, как сказано ранее, на осадок воздействуют толчком сжатого воздуха, в результате чего он отделяется от ткани и скользит по наклонной плоскости ножа. Этот способ обычно позволяет отделять от ткани осадки толщиной не менее 8—10 мм. Под влиянием толчков сжатого воздуха происходит преждевременное изнашивание ткани.

Значительно более тонкие слои осадка удается отделить от ткани валиками, диаметр которых во много раз меньше диаметра барабана; такие валики устанавливают параллельно образующей барабана в зоне, где прекращается действие вакуума.

Известно несколько конструкций устройств с использованием валиков, предназначенных для отделения осадка от ткани.

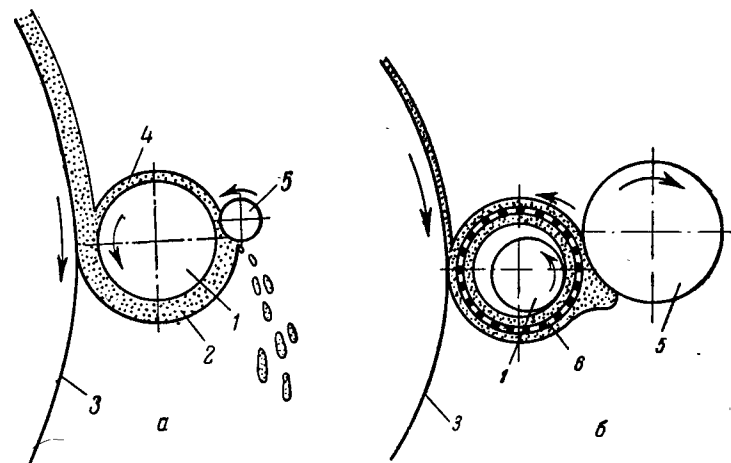


Рис. XII-6. Устройства для отделения осадка от ткани:
1 — валик; 2 — осадок; 3 — барабан; 4 — тонкий слой осадка; 5 — валик для удаления осадка; 6 — цилиндрическое сито.

1. Валик, изготовленный из материала, к которому прилипает осадок, или покрытый таким материалом, вращается в направлении, противоположном направлению вращения барабана, и снимает с ткани осадок, удаляемый далее с валика ножом.

2. Валик 1 (рис. XII-6а), на поверхность которого налипает осадок 2, вращается в направлении, противоположном направлению вращения барабана 3, причем угловые скорости вращения барабана и валика одинаковы и поверхности их не соприкасаются. На поверхность валика 5 осадок не налипает, и этот валик вращается в том же направлении, что и валик 1, причем угловые скорости

вращения обоих валков различны, но поверхности их также не соприкасаются. Валок 5, удаляя осадок с валика 1, оставляет на нем тонкий слой осадка 4, что способствует сьему всего осадка с барабана. Скорость вращения валика 5 тем меньше, чем больше липкость осадка.

3. Барабан 3 и цилиндрическое сито 6 (рис. XII-66) вращаются в противоположных направлениях с одинаковой окружной скоростью. По мере вращения сита на него налипают осадок, который затем продавливается внутрь сита. Валок 1, установленный эксцентрично по отношению к ситу, выдавливает из него осадок наружу; после этого осадок удаляется с сита вспомогательным валиком 5, изготовленным из материала, к которому осадок не прилипает, и вращающимся в направлении, противоположном направлению вращения сита, с одинаковой окружной скоростью. Рассмотренное устройство позволяет снимать с ткани осадки толщиной около 1 мм.

Предложено устройство для удаления липкого осадка с валика, который снимает его с ткани барабанного вакуум-фильтра. Это устройство состоит из системы лезвий, расположенных таким образом, что сначала осадок на валике разрезается на кольца, а затем часть колец счищается. Оставшиеся на валике кольца несчищенного осадка облегчают снятие новых порций осадка с ткани [394].

Предложено также устройство для снятия осадка с барабанного вакуум-фильтра, представляющее собой валик, поверхность которого выступами разделена на ячейки. При соприкосновении валика с осадком последний вдавливается внутрь ячеек, разделяется на плитки и отделяется от поверхности ткани. Затем осадок удаляется из ячеек валика особым съемным приспособлением [395].

Другие способы снятия осадка с поверхности ткани рассмотрены далее при описании барабанных вакуум-фильтров со шнурами и сходящей тканью.

Иногда применяют ячейковые барабанные вакуум-фильтры с большой и малой степенью погружения барабана в суспензию [6].

Фильтр со степенью погружения барабана в суспензию более 0,5 имеет некоторые отличительные особенности, в частности в способе укрепления фильтровальной ткани и конструкции распределительного устройства. Осадок отделяется от ткани валиком, который устанавливают выше оси вращения барабана, и удаляется с валика ножом.

Фильтры с небольшой степенью погружения барабана в особенности пригодны для разделения суспензий со значительным содержанием твердых частиц, образующих осадок с достаточно хорошей проницаемостью (обезвоживание флотационных концентратов, отделение нафталина от каменноугольного масла). В таких фильтрах основная часть поверхности барабана используется для промывки и обезвоживания. Осадок отделяется от ткани без применения сжатого воздуха (под действием силы тяжести) в зоне, расположенной ниже оси вращения барабана, где прекращается действие вакуума. Отделенный от ткани осадок по поверхности ножа поступает в бункер или на транспортирующее устройство.

Дальнейшему усовершенствованию конструкций рассмотренных выше ячейковых барабанных вакуум-фильтров с наружной поверхностью фильтрования, а также барабанных фильтров других типов, описанных ниже, в настоящее время продолжают уделять большое внимание [216].

Барабанный вакуум-фильтр с устройством для снятия осадка шнурами (рис. XII-7). Бесконечные шнуры 1, имеющие сопротивление разрыву 300—400 н, расположены параллельно один другому на расстоянии 6—25 мм. Они перемещаются по замкнутому пути вследствие трения о поверхность ткани на барабане, огибая натяжной ролик 2 и направляющий ролик 3. При этом шнуры отделяются от ткани вместе с осадком, который затем снимается с них при огибании натяжного ролика. Между роликами 2 и 3 установлена направляющая гребенка 4, зубья которой обеспечивают сохранение нужного расстояния между соседними шнурами. Фильтр

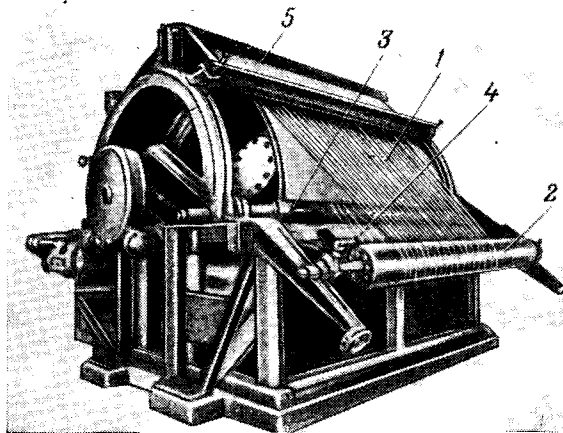


Рис. XII-7. Барабанный вакуум-фильтр с устройством для снятия осадка шнурами:

1 — бесконечные шнуры; 2 — натяжной ролик; 3 — направляющий ролик; 4 — направляющая гребенка; 5 — бесконечная промывная лента.

снабжен бесконечной лентой 5, предназначенной для улучшения условий промывки и обезвоживания. При помощи шнуров удается снимать довольно липкие осадки толщиной 2—4 мм.

Рассмотренный фильтр по принципу действия является обычным ячейковым барабанным вакуум-фильтром и находит применение, в частности, в производстве литопона.

При работе с тяжелыми осадками небольшой прочности вместо шнуров используют плоские цепочки, расположенные близко одна от другой. Возможно также применение сеток, изготовленных из связанных между собою цепочек.

Опытами установлено, что толщина слоя осадка при снятии его шнурами, цепочками или сетками должна быть не менее толщины этих съемных приспособлений.

Барабанный вакуум-фильтр со сходящей фильтровальной тканью. В этом фильтре по замкнутому пути перемещается беско-

нечная фильтровальная ткань, причем ее путь аналогичен замкнутому пути бесконечных шнуров в предыдущем фильтре.

На рис. XII-7а показан принцип действия фильтра, применяемого, в частности, в процессе обогащения минералов [223, 224]. Фильтровальная ткань или сетка 1 при движении по замкнутому пути последовательно встречает разгрузочный ролик 2, нож 3, промывной ролик 4; под которым размещается лоток 5 для удаления промывной жидкости, и направляющий ролик 6. Вблизи промывного ролика на ткань или сетку направляются струи промывной жидкости, поступающей из сопел 7. При огибании тканью или сеткой

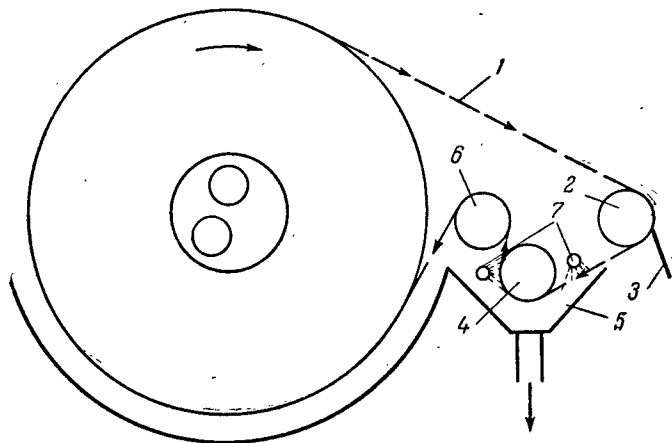


Рис. XII-7а. Барабанный вакуум-фильтр со сходящей фильтровальной тканью:

1 — фильтровальная ткань или сетка; 2 — разгрузочный ролик; 3 — нож для съема осадка; 4 — промывной ролик; 5 — лоток для удаления промывной жидкости; 6 — направляющий ролик; 7 — сопла для разбрызгивания промывной жидкости.

разгрузочного ролика небольшого диаметра создаются благоприятные условия для отделения осадка от поверхности фильтровальной перегородки. Таким образом, особенностью рассмотренного фильтра является возможность не только осуществлять хорошую регенерацию фильтровальной перегородки, но и отделять от нее достаточно тонкие слои осадка (1—3 мм).

Для устранения смещения ткани в сторону или образования на ней складок при движении по замкнутому пути этот фильтр снабжают направляющими роликовыми устройствами [412].

Описанный фильтр получил распространение в промышленности и по имеющимся сведениям он изготавливается с поверхностью фильтрования до 140 м² (диаметр 6 м, длина 7,5 м).

Барабанный герметизированный вакуум-фильтр [208]. Такой фильтр может быть использован, в частности, для отделения твердых парафиновых углеводородов от жидких нефтяных продуктов при температуре до —35°С в среде инертного газа. Барабан этого фильтра вместе с устройством для промывки

осадка, ножом для съема его с поверхности барабана и шином для перемещения осадка помещен в разъемный теплоизолированный кожух. Инертный газ отсасывается из фильтра в вакуумную систему, откуда он поступает в компрессор, где сжимается до избыточного давления 0,05 ат, после чего возвращается в фильтр. Фильтр снабжен приводом и электродвигателем во взрывобезопасном исполнении, имеет поверхность фильтрования 75 м²; барабан фильтра вращается со скоростью 0,2—0,5 об/мин.

Барабанный вакуум-фильтр, работающий со слоем вспомогательного вещества [43, 205, 206]. При разделении малоконцентрированных суспензий, содержащих тонкодисперсные твердые частицы, происходит быстрое закупоривание пор фильтровальной перегородки и соответственно возрастает ее сопротивление. Во избежание этого разделение таких суспензий следует проводить на фильтрах с применением предварительно нанесенного слоя вспомогательного вещества, например диатомита, предохраняющего поры фильтровальной перегородки от закупоривания. Однако при этом твердые частицы суспензии закупоривают поры внешней части слоя вспомогательного вещества, что приводит к повышению его сопротивления. Чтобы понизить это сопротивление, внешнюю часть слоя вспомогательного вещества (начальная толщина слоя может достигать 50—75 мм) постепенно срезают медленно перемещающимся ножом, причем толщина срезаемой части слоя составляет несколько десятых долей миллиметра.

Слой вспомогательного вещества наносят при разделении его суспензии с последующим сливанием остатков этой суспензии из резервуара фильтра (без прекращения действия вакуума) и подачей туда подлежащей разделению суспензии. Барабанный вакуум-фильтр со слоем вспомогательного вещества может работать непрерывно длительное время.

Ячейковый барабанный вакуум-фильтр без распределительного устройства [6]. Вместо трубок, соединяющих ячейки с распределительным устройством и предназначенных для удаления фильтрата и промывной жидкости (см. рис. XII-2 и XII-3), этот фильтр снабжен короткими патрубками. Патрубки расположены в радиальных направлениях, причем один конец каждого патрубка присоединен к ячейке, а на другом конце находится автоматически действующий клапан маятникового типа. Во время движения патрубка и соответствующей ячейки в зонах фильтрования и промывки клапан открывает конец патрубка, в результате чего фильтрат и промывная жидкость поступают из ячейки внутрь барабана, где поддерживается вакуум, и удаляются оттуда по широкой полости цапфы. Во время движения патрубка в зоне удаления осадка клапан закрывает конец патрубка, отключая соответствующую ячейку от источника вакуума, и осадок удаляется с поверхности ткани ножом без применения сжатого воздуха.

Этот фильтр в особенности пригоден для разделения суспензий с большим содержанием жидкой фазы, когда осадок легко снимается с ткани и не закупоривает ее поры. Преимуществом фильтра является относительная простота его конструкции и возможность

удобного гуммирования его частей, соприкасающихся с агрессивными жидкостями. Однако при использовании такого фильтра нельзя отделить фильтрат от промывной жидкости.

Безъячейковый барабанный вакуум-фильтр [6]. В отличие от обычных барабанных вакуум-фильтров данный фильтр не имеет ячеек и распределительного устройства, что значительно упрощает его конструкцию. Особенностью его по сравнению с предыдущим фильтром является возможность собирать отдельно фильтрат и промывную жидкость. Внутри вращающегося перфорированного

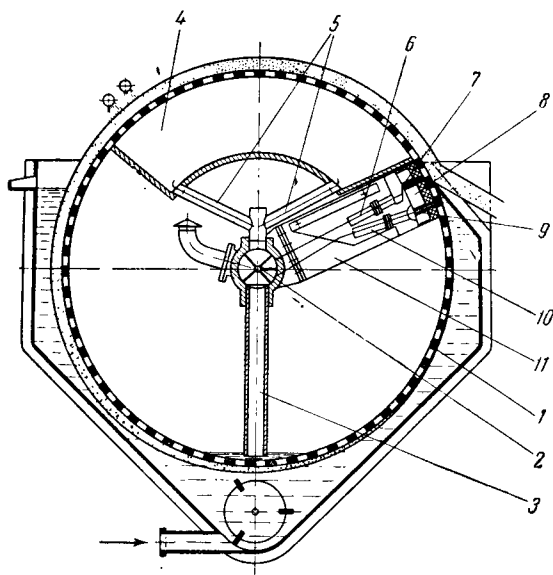


Рис. XII-8. Безъячейковый барабанный вакуум-фильтр:

1 — перфорированный барабан; 2 — неподвижный вал; 3 — труба для удаления фильтрата; 4 — камера; 5 — трубы для удаления промывной жидкости; 6, 10 — трубки для подачи сжатого воздуха; 7, 9 — щели; 8 — колодка; 11 — устройство для подачи сжатого воздуха.

барабана 1 (рис. XII-8), покрытого снаружи фильтровальной тканью, находится неподвижный вал 2 с продольными каналами, а также камера 4 (зона промывки осадка) и устройство 11 для подачи сжатого воздуха (зоны отделения осадка и регенерации ткани). Фильтрат собирается в нижней части барабана, откуда по трубе 3 и одному из каналов вала уходит в сборник для фильтрата. Промывная жидкость собирается в нижней части камеры 4, откуда по трубам 5 и другому каналу вала поступает в сборник для промывной жидкости. По двум особым каналам вала в трубки 6 и 10 (соединение этих трубок с каналами на рисунке показано условно) поступает сжатый воздух, который затем через щели 7 и 9, расположенные в колодке 8, воздействует на фильтро-

вальную ткань, производя отделение осадка и регенерацию ткани. Колодка плотно соприкасается со специально обработанной внутренней поверхностью барабана, в результате чего зоны отделения осадка и регенерации ткани отделяются от зон фильтрования и промывки. Герметичного разделения зон фильтрования и промывки не требуется, поскольку в обеих зонах поддерживается одинаковый вакуум.

Рассмотренный фильтр характеризуется небольшими размерами зон отделения осадка и регенерации ткани, а также возможностью четко разделять фильтрат и промывную жидкость. Недостатком фильтра является необходимость непрерывного наблюдения за уплотнительными устройствами.

Описаны некоторые конструктивные видоизменения безъячейкового фильтра [227—230].

Барабанный фильтр-сгуститель, работающий под вакуумом [231]. Один из таких фильтров, применяемых, в частности, в сахарной и угольной промышленности, схематически изображен на рис. XII-9. Он имеет поверхность фильтрования от 1 до 30 м² и состоит из вращающегося барабана 1, снабженного обычным распределительным устройством 2 и полностью погруженного в сгущаемую суспензию. Суспензия находится в резервуаре 3 с суженной частью 4, в которой помещена мешалка 5. Фильтр снабжен трубопроводами для подачи сгущаемой суспензии, для удаления мутного и прозрачного фильтрата, для возвращения мутного фильтрата и для удаления сгущенной суспензии. В суженной части фильтра собирается осадок, который отделяется от ткани под действием обратного толчка фильтрата, а также концентрируются наиболее крупные частицы суспензии, осевшие под действием силы тяжести.

Рассмотренный фильтр, имеющий признаки всех трех групп, помещен в этой группе вследствие сходства его по конструкции с другими вращающимися барабанными фильтрами.

Барабанные фильтры, работающие под давлением и вакуумом. К этому типу относятся два фильтра, значительно отличающиеся по конструкции.

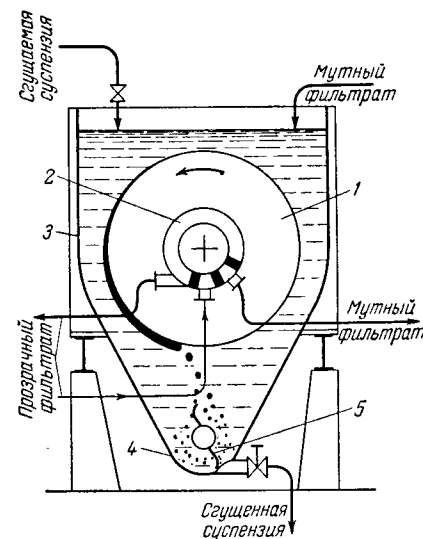


Рис. XII-9. Барабанный фильтр-сгуститель, работающий под вакуумом:

1 — вращающийся барабан; 2 — распределительное устройство; 3 — резервуар для суспензии; 4 — суженная часть резервуара; 5 — мешалка.

Один из них представляет собой ячеичковый барабанный фильтр, помещенный в кожух, состоящий из двух частей [254]. Фильтр без кожуха может работать под вакуумом, а в кожухе — под давлением или как герметичный фильтр, в котором разделение суспензии производится в среде инертного газа, например азота или двуокиси углерода.

Другой фильтр [465] отличается своеобразной конструкцией (рис. XII-9а) и состоит из вращающегося барабана 1 и неподвижного цилиндрического кожуха 2. На внешней поверхности барабана по его образующим укреплены разделительные планки 3, ограничивающие ячейки 4, в которых собирается осадок, причем высота планок определяет толщину слоя осадка. На кожухе параллельно оси барабана размещены разделительные устройства 5 сальникового типа шириной не менее удвоенного расстояния между планками. Уплотнительная пластинка 6 в каждом разделительном устройстве (изготовленная, например, из дерева или резины) прижимается к планкам под действием вакуума или сжатого воздуха, поступающего в фильтр через штуцер 7.

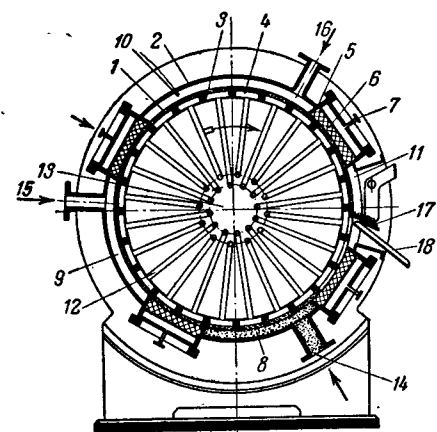


Рис. XII-9а. Барабанный фильтр, работающий под давлением и вакуумом (поперечный разрез):

1 — вращающийся барабан; 2 — неподвижный цилиндрический кожух; 3 — разделительная планка; 4 — ячейка; 5 — разделительное устройство; 6 — уплотнительная пластинка; 7 — штуцер для подачи сжатого воздуха; 8 — камера для фильтрации; 9 — камера для промывки осадка; 10 — камера для обезвоживания осадка; 11 — открытая зона для снятия осадка; 12 — соединительные трубки; 13 — распределительное устройство; 14, 15, 16 — штуцеры для подачи суспензии, промывной жидкости и воздуха; 17 — нож для съема осадка; 18 — направляющая пластинка.

Осадок снимается ножом 17, который ритмично, в соответствии с перемещением разделительных планок, приближается к поверхности фильтрации и отходит от нее; осадок, отделившийся от фильтровальной перегородки, скользит по направляющей пластинке 18.

В камерах для фильтрации, промывки и обезвоживания осадка можно поддерживать вакуум при помощи распределительного

устройства, а также создавать избыточное давление, подавая в фильтр суспензию, промывную жидкость и обезвоживающий газ под давлением.

Конструкция фильтра позволяет подавать суспензию в верхнюю или нижнюю часть. В фильтре обеспечивается хорошая промывка осадка. Регулирование скорости процесса достигается изменением разности давлений и числа оборотов барабана.

ФИЛЬТРЫ С СОВПАДАЮЩИМИ НАПРАВЛЕНИЯМИ ДЕЙСТВИЯ СИЛЫ ТЯЖЕСТИ И ДВИЖЕНИЯ ФИЛЬТРАТА

В промышленности получили распространение фильтры с плоской и цилиндрической фильтровальной перегородкой, над которой находится разделяемая суспензия. В первом случае угол между направлениями действия силы тяжести и движения фильтрата составляет 0° , а во втором — лежит в пределах $0-90^\circ$. Во втором случае аналогично тому, как это было сделано по отношению к фильтрам первой группы, можно допустить, что направления действия силы тяжести и движения фильтрата совпадают. Конструкции фильтров, объединенных во вторую группу, очень разнообразны. Так, в эту группу входят сложные по конструкции барабанные и ленточные фильтры непрерывного действия и простые нутчи периодического действия; фильтрпрессы с горизонтальными камерами занимают по сложности конструкции промежуточное положение.

Фильтры второй группы целесообразно применять для разделения значительно расслаивающихся суспензий, поскольку их разделение на фильтрах первой группы связано с необходимостью интенсивного перемешивания суспензии во избежание осаждения твердых частиц под действием силы тяжести. В особенности целесообразно использовать фильтры рассматриваемой группы для разделения расслаивающихся полидисперсных суспензий, так как в этом случае на фильтровальной перегородке будет образовываться в первую очередь осадок, состоящий из относительно крупных твердых частиц и отличающийся пониженным удельным сопротивлением.

На фильтрах второй группы с плоской фильтровальной перегородкой образуется осадок, имеющий равномерную толщину и однородную структуру в любой горизонтальной плоскости, что позволяет поместить над ним равномерный слой промывной жидкости и осуществить его эффективную промывку.

Барабанные фильтры

Сдвоенный барабанный вакуум-фильтр [6, 235]. В этом фильтре суспензия находится над фильтровальной перегородкой, поэтому он пригоден для разделения суспензий, содержащих крупнодис-

персные и полидисперсные твердые частицы. Фильтр состоит из двух единичных ячейковых вакуум-фильтров с наружной поверхностью фильтрования (см. рис. XII-1), расположенных рядом так, что образующие, которые находятся на уровне их осей, соприкасаются. Оба барабана вращаются в противоположных направлениях с точно одинаковой скоростью; в месте соприкосновения фильтровальные перегородки барабанов перемещаются в направлении снизу вверх.

Пространство между поверхностями фильтрования обоих барабанов (выше линии их соприкосновения) с боков ограничено вертикальными пластинами, плотно примыкающими к торцовым краям барабанов.

Суспензия поступает сверху в пространство, ограниченное частями поверхности фильтрования барабанов (выше линии их соприкосновения) и указанными вертикальными пластинами, из удлиненной воронки, по длине равной барабану. Цикл работы фильтра состоит из операций отстаивания (в случае полидисперсной суспензии), фильтрования, промывки, обезвоживания, удаления осадка и регенерации ткани.

Возможность применения сдвоенного барабанного вакуум-фильтра в промышленности ограничена небольшой величиной зоны фильтрования и небольшими размерами самого фильтра, обусловленными особенностями его конструкции, а также относительно высокой стоимостью.

Барабанный вакуум-фильтр с верхней подачей суспензии. Этот фильтр, как и предыдущий, предназначен для разделения суспензий, содержащих крупнодисперсные, быстрооседающие твердые частицы. Такие фильтры изготавливают с поверхностью барабана до 30 м². Они отличаются устройством, обеспечивающим размещение зоны фильтрования на верхней, относительно небольшой части поверхности барабана.

Ячейковый барабанный вакуум-фильтр с внутренней поверхностью фильтрования [208]. Горизонтальный цилиндр 1 (рис. XII-10), изготовленный из сплошного металлического листа, закрыт с одной стороны сплошной круглой стенкой, а на другой стороне имеет кольцевой борт 2. К внутренней поверхности цилиндра приварены продольные планки 3, на которые уложена опорная перегородка 4, покрытая фильтровальной тканью. Полученные таким образом ячейки 5 соединены трубками 6 с распределительным устройством 7, которое по конструкции и действию аналогично устройству, рассмотренному при описании ячейкового барабанного вакуум-фильтра с наружной поверхностью фильтрования.

Суспензия заливается внутрь барабана и заполняет его нижнюю часть до уровня, соответствующего высоте кольцевого борта. При вращении барабана на каждой ячейке последовательно проводятся операции фильтрования и обезвоживания осадка (под вакуумом), отделения осадка от ткани (под действием толчка сжатого воздуха) и регенерации ткани продуванием ее сжатым возду-

хом или паром. Осадок, отделенный от ткани, падает в бункер 8, откуда он удаляется ленточным транспортером 9; осадок из фильтра может удаляться также шнеком или спускаться по наклонной плоскости (в случае небольшой длины барабана). При регенерации ткани сжатый воздух, поступающий из распределительного устройства в ячейки, выталкивает из пор ткани твердые частицы, которые затем падают в суспензию. Следует отметить, что вакуум

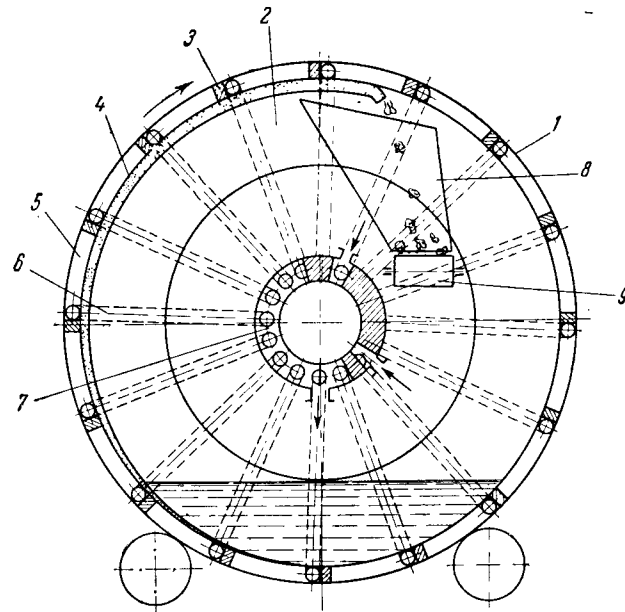


Рис. XII-10. Ячейковый барабанный вакуум-фильтр с внутренней поверхностью фильтрования:

1 — горизонтальный цилиндр; 2 — кольцевой борт; 3 — продольная планка; 4 — опорная перегородка; 5 — ячейка; 6 — соединительная трубка; 7 — распределительное устройство; 8 — бункер; 9 — ленточный транспортер.

создается в ячейке через некоторое время после ее погружения в суспензию; благодаря этому на поверхности фильтрования в первую очередь оседают наиболее крупные твердые частицы.

Рассматриваемые фильтры имеют поверхность фильтрования до 40 м². В конструктивном отношении вакуум-фильтры с внутренней поверхностью фильтрования несколько сложнее вакуум-фильтров с наружной поверхностью фильтрования.

Нутч-фильтры

Ниже рассматриваются фильтры с плоской фильтровальной перегородкой, которые по существу являются более или менее сложными модификациями простейшего фильтра, называемого нутчем.

Нутч представляет собой прямоугольный или круглый резервуар с плоским дном, над которым на некотором расстоянии имеется ложное дно, поддерживающее горизонтальную фильтровальную перегородку. Разделение суспензии, находящейся над фильтровальной перегородкой, происходит при разрежении, создаваемом в пространстве под ложным дном, или под давлением гидростатического столба суспензии, а разгрузка осадка из нутча производится вручную. Нутч в виде круглого резервуара с выпуклым дном и крышкой используется для разделения суспензии под действием избыточного давления, создаваемого в пространстве над суспензией.

Основным недостатком описанного нутча является необходимость удалять из него осадок вручную.

Разгрузка осадка из опрокидывающегося прямоугольного нутча, предназначенного для работы под вакуумом, производится поворотом его при помощи штурвала вокруг горизонтальной оси на такой угол, чтобы осадок отделялся от поверхности фильтровальной перегородки и удалялся через край нутча под действием силы тяжести.

Разгрузка осадка из круглого нутча с откидным дном, предназначенного для работы под избыточным давлением, осуществляется откидыванием дна (шарнирно укрепленного в одном месте на корпусе) совместно с фильтровальной перегородкой; осадок удаляется под действием силы тяжести.

Разгрузка осадка из круглого нутча с поднимающейся мешалкой, предназначенного для работы под вакуумом, производится путем приливания к осадку воды, взмучивания в ней осадка при помощи медленно опускающейся вращающейся мешалки с гребками и удаления полученной суспензии через штуцер в боковой стенке нутча.

Описанные изменения в конструкции нутч-фильтра не разрешили проблему рационального удаления осадка; ручной труд полностью не исключен; увеличилась высота помещения в связи с устройством бункеров и поднимающихся мешалок; возможность удаления осадка в виде суспензии ограничена.

В настоящее время сохранили значение лишь небольшие нутчи, которые используются главным образом для лабораторных и полужаводских работ, а также для разделения суспензий в производствах малой мощности.

Нутч цилиндрической формы для работы под избыточным давлением до 3 ат показан на рис. XII-11 [236]. Он состоит из корпуса 1 с рубашкой 2, съемной крышки 3 и перемещающегося дна 6; фильтровальная перегородка 7, расположенная на опорной перегородке 4, представляет собой ткань или слой волокон; в последнем случае над фильтровальной перегородкой 7 помещают защитную сетку 8.

Над фильтровальной перегородкой находится кольцевая перегородка 12 высотой 150 мм, поддерживающая осадок во время его

выгрузки. Обе перегородки укреплены в дне нутча, которое для разгрузки осадка опускается на 200 мм и поворачивается на такой угол, чтобы осадок можно было снять с фильтровальной перегородки вручную. Для подачи суспензии и сжатого воздуха служат штуцеры 9 и 10, для удаления фильтрата — штуцер 5; фильтр снабжен также предохранительным клапаном 11. В простейшем случае цикл работы на таком нутче состоит из следующих операций: наполнение нутча суспензией, разделение суспензии под давлением сжатого газа, удаление осадка с фильтровальной перегородки и ее регенерация.

Такие нутчи выпускают диаметром 22—100 см и емкостью 10—500 л. Они могут быть использованы, например, для разделения суспензий в химико-фармацевтической промышленности, а также для разделения шламов, полученных после экстракции растительных материалов и трудно разделяемых под вакуумом; передвижные нутчи, установленные на тележках, применяют для фильтрования фотографической эмульсии в производстве киноплёнки.

Стремление использовать достоинства обычного нутча, в частности возможность осуществления на нем равномерной и многократной промывки, привело к созданию непрерывнодействующих фильтров, состоящих из ряда нутчей, которые перемещаются по кругу в горизонтальной плоскости.

Фильтр с нутчами, перемещающимися по кругу в горизонтальной плоскости (карусельный фильтр) [237, 239—241, 396]. Этот фильтр, общий вид которого показан на рис. XII-12, нашел применение, в частности, для разделения суспензии гипса в растворе фосфорной кислоты, получаемой после обработки фосфатной руды серной кислотой, а также в производствах поташа и катализаторов. Поверхность фильтрования его составляет 1,5—100 м². Все нутчи расположены в непосредственной близости друг от друга, каждый из них имеет резиновую решетчатую опорную перегородку, покрытую фильтровальной тканью, и при перемещении по кругу последовательно соединяется с источниками вакуума и сжатого воздуха и с атмосферой. Это достигается при помощи обычного распределительного устройства. Цикл работы каждого нутча состоит из стадий фильтрования, обезвоживания осадка, двух или

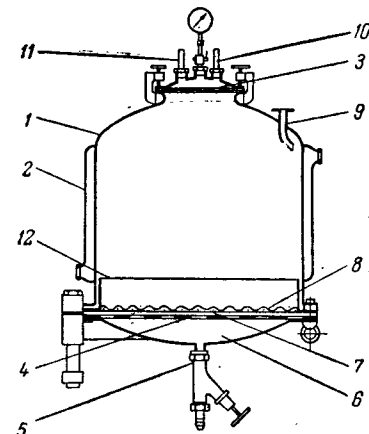


Рис. XII-11. Нутч, работающий под избыточным давлением до 3 ат: 1 — корпус; 2 — рубашка; 3 — съемная крышка; 4 — опорная перегородка; 5 — штуцер для удаления фильтрата; 6 — перемещающееся дно; 7 — фильтровальная перегородка; 8 — защитная сетка; 9 — штуцер для подачи суспензии; 10 — штуцер для подачи сжатого воздуха; 11 — предохранительный клапан; 12 — кольцевая перегородка.

более промывок осадка с промежуточным обезвоживанием его, разгрузки осадка и промывки ткани. Во время фильтрования, промывки и обезвоживания осадка нутч соединен с источником вакуума, во время разгрузки осадка, сопровождаемой опрокидыванием нутча, — с источником сжатого воздуха, а во время промывки ткани — с атмосферой.

Суспензия и промывная жидкость поступают равномерно по всей длине фильтровальной перегородки нутча из специальных дозирующих устройств.

Наличие в фильтре отдельных, изолированных один от другого нутчей позволяет получать концентрированный, не разбавленный

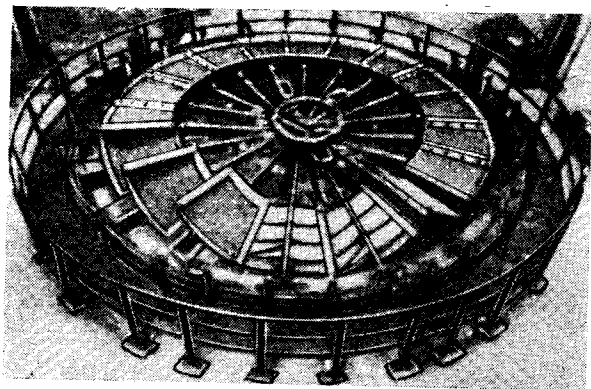


Рис. XII-12. Фильтр с нутчами, перемещающимися по кругу в горизонтальной плоскости (карусельный фильтр).

промывной жидкостью фильтрат, а также производить многоступенчатую противоточную промывку осадка при умеренном количестве промывной жидкости.

Тарельчатые фильтры (план-фильтры)

По принципу действия и конструкции тарельчатый фильтр [6, 7, 242] близок к фильтру с нутчами, перемещающимися по кругу в горизонтальной плоскости. Отличие состоит в том, что в данном случае радиальные стенки соседних нутчей являются общими, в результате чего образуется непрерывное кольцо из фильтровальных ячеек (рис. XII-13). Это кольцо вращается вокруг вертикальной оси, причем его периферийная часть опирается на ролики, укрепленные на стойках, а внутренняя — на кольцевую тарелку, расположенную на шариковом подшипнике, также укрепленном на стойках.

Каждая фильтровальная ячейка 1 соединена трубками 2 с центральным распределительным устройством. Дно ячейки имеет наклон в сторону распределительного устройства, а сверху она по-

крыта опорной и фильтровальной перегородками. Фильтр снабжен устройствами для подачи суспензии (на рисунке не показаны), устранения трещин в осадке, распределения промывной жидкости и удаления осадка.

При вращении против часовой стрелки на каждой ячейке последовательно осуществляются операции подачи суспензии и фильтрования, первой промывки, второй промывки, удаления осадка и очистки фильтровальной перегородки; при этом операции фильтрования и промывки обычно заканчиваются стадиями обезвоживания осадка. Во время фильтрования и промывки ячейки соединены с источником вакуума таким образом, что фильтрат, первая

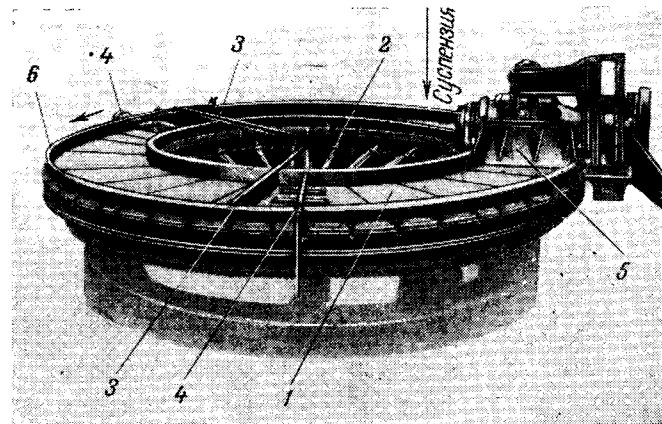


Рис. XII-13. Тарельчатый фильтр:

1 — фильтровальная ячейка; 2 — соединительная трубка; 3 — устройство для устранения трещин; 4 — устройство для распределения промывной жидкости; 5 — устройство для удаления осадка; 6 — борт.

промывная жидкость и вторая промывная жидкость могут быть собраны в отдельные резервуары. При перемещении ячейки на участке между зонами разгрузки осадка и подачи суспензии внутрь ячейки подается сжатый воздух или пар, очищающий фильтровальную перегородку.

Тарельчатые фильтры применяются для разделения обычных суспензий, когда осадок требует многоступенчатой противоточной промывки, и для разделения суспензий, содержащих быстро осаждающиеся крупнодисперсные твердые частицы. В первом случае борт 6 фильтра делают небольшим, а для удаления осадка используют шнек или валец, к которому осадок прилипает; во втором случае высота борта достигает 0,5 м, а осадок удаляется скребком.

Тарельчатые фильтры имеют диаметр 1,3—4,2 м при поверхности фильтрования 1—12 м².

Основным недостатком тарельчатых фильтров является потребность в большой площади для их установки. Для устранения этого недостатка изготавливают двухтарельчатые [43] и многотарельчатые фильтры.

Ленточные фильтры

Ленточный ячейковый фильтр [7] состоит из ряда нутчей, перемещающихся по замкнутому пути. Нутчи соединены в виде бесконечной цепи так, что один продольный край каждого нутча, имеющий форму козырька, перекрывает другой продольный край соседнего нутча, причем они перемещаются при помощи приводного и натяжного барабанов.

Нутчи снабжены перфорированными опорными перегородками, на которые помещена фильтровальная ткань.

Промытый осадок удаляется при опрокидывании нутчей, которые для более полного отделения осадка от фильтровальной перегородки встряхиваются специальным устройством. Фильтровальные перегородки могут быть промыты при перемещении нутчей в опрокинутом положении.

Описанные фильтры имеют ширину 1,2—3,6 м, причем в наиболее широких фильтрах удаление фильтрата производится с обоих концов нутчей [6].

На ленточном ячейковом фильтре может быть осуществлена противоточная промывка осадка.

Ленточный безъячейковый фильтр [16, 237, 243—245]. В этом фильтре вместо ряда нутчей перемещается бесконечная опорная резиновая лента с прорезями, покрытая тканевой фильтровальной перегородкой (рис. XII-14).

Опорная и фильтровальная перегородки 1 перемещаются приводным барабаном 2 и поддерживаются в натянутом состоянии барабаном 3, который вращается вследствие трения о резиновую ленту. Края ленты (на верхнем участке ее пути) скользят по двум параллельным горизонтальным направляющим планкам (на рисунке не показаны), между которыми по всей длине этой части пути ленты расположена удлиненная камера 4 круглого или прямоугольного поперечного сечения (на рисунке часть этой камеры показана в разрезе). Камера в верхней части снабжена колосниками с фланцами, примыкающими к нижней поверхности резиновой ленты, а внизу соединена штуцерами 5 с коллектором для фильтрата 6, присоединенным к источнику вакуума. Поперечными перегородками камера и коллектор разделены на участки, из которых в отдельности могут удаляться фильтрат и промывная жидкость. В случае необходимости камеру снабжают рубашкой для нагревания паром или горячей водой. Суспензия поступает на фильтр из лотка 7. Осадок удаляется с фильтровальной перегородки на барабане 2 под действием силы тяжести или отдувкой, а иногда его смывают жидкостью, поступающей из устройства 8.

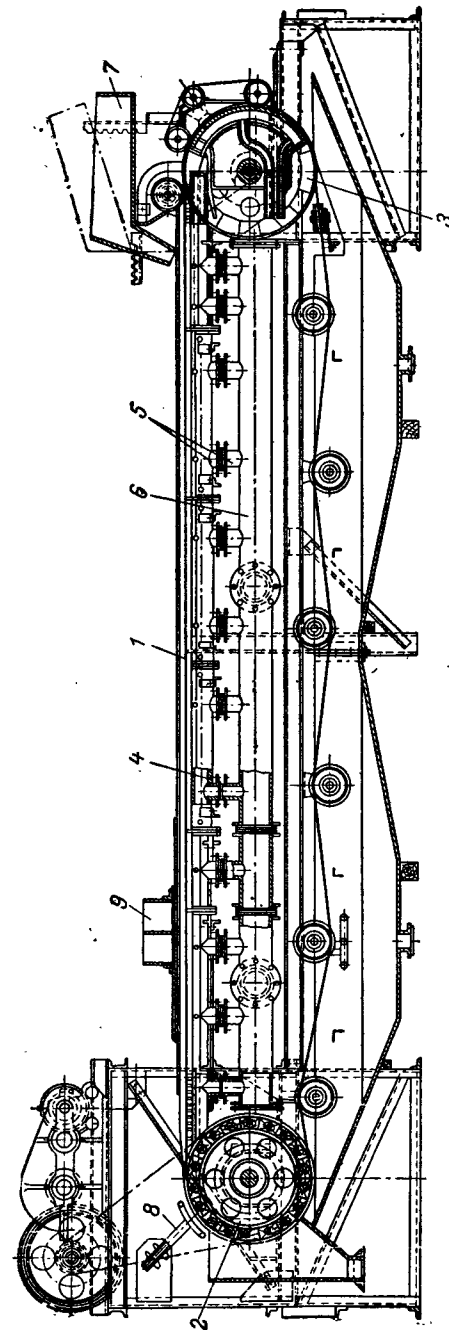


Рис. XII-14. Ленточный безъячейковый фильтр:

1 — опорная и фильтровальная перегородки; 2 — приводной барабан; 3 — натяжной барабан; 4 — удлиненная камера; 5 — штуцеры; 6 — коллектор для фильтрата; 7 — лоток для подачи суспензии; 8 — устройство для смывания осадка; 9 — сосуд для промывной жидкости.

Промывная жидкость подается из сосуда 9, который может перемещаться вдоль фильтровальной перегородки. Для двухступенчатой промывки следует установить два таких сосуда. Фильтровальную перегородку можно промыть соответствующей жидкостью при движении перегородки по нижнему участку пути.

На рис. XII-15 изображена фильтровальная перегородка для этого фильтра. Она состоит из рифленой резиновой ленты 1 с прорезами 2 и желобками 3 и фильтровальной ткани 4, которая укреплена в желобках шнурами 5. Прорезы 2, через которые проходит фильтрат, находятся над колосниками удлиненной камеры. Края 6 резиновой ленты на верхнем горизонтальном участке ее пути специальными направляющими отгибаются вверх таким образом, что она принимает форму желоба.

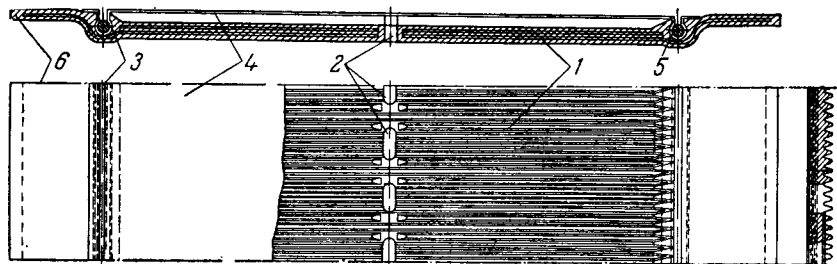


Рис. XII-15. Фильтровальная перегородка для ленточного безъячейкового фильтра:

1 — резиновая лента; 2 — прорезы; 3 — желобки; 4 — фильтровальная ткань; 5 — шнур; 6 — края резиновой ленты.

Скорость перемещения фильтровальной перегородки определяется свойствами суспензии и длиной фильтра. Толщина осадка может составлять 1—25 мм, причем осадки толщиной менее 6 мм смывают жидкостью.

Имеются сведения, что скорость перемещения ленты может значительно превышать 1 м·сек⁻¹; ширина ленты достигает 3 м, а ее длина — 9 м.

Рассмотренные фильтры с успехом используются в производстве борной кислоты для разделения полидисперсной суспензии, содержащей коллоидные частицы. При этом один ленточный фильтр с поверхностью фильтрации 1,7 м² заменяет нутч и фильтрпресс с 24 рамами.

Преимуществом рассмотренных ленточных фильтров является более простая конструкция по сравнению со многими другими фильтрами непрерывного действия (отсутствие распределительного устройства), возможность противоточной промывки осадка и снятия его с поверхности фильтрации в виде достаточно тонкого слоя. К недостаткам этих фильтров относятся необходимость в большой площади помещения на 1 м² поверхности фильтрации,

наличие неиспользуемых зон на фильтровальной перегородке и плохие условия промывки у краев ленты.

К ленточным безъячейковым фильтрам можно отнести фильтр, в котором осуществляется фильтрация с закупориванием пор, причем в качестве фильтровальной перегородки применяется бумажная лента, поступающая с ролика.

Модифицированный ленточный фильтр, работающий под давлением. Ленточный безъячейковый фильтр предназначен для работы под вакуумом и недостаточно эффективен, если увеличение разности давлений приводит к существенному возрастанию скорости фильтрации. Для таких случаев разработана конструкция ленточного фильтра, предназначенного для работы под избыточным давлением [249, 250]. В ней сочетаются особенности конструкций обычного ленточного безъячейкового фильтра и рамного фильтрпресса. Фильтр состоит из бесконечной горизонтально расположенной фильтровальной ленты, которая периодически перемещается поверх опорной рифленой перегородки при помощи приводного и натяжного барабанов; около натяжного барабана расположен нож для съема осадка. Камера, куда поступает суспензия, образована опорной перегородкой, расположенной над ней горизонтальной прямоугольной плитой и находящимся между ними (по всему периметру плиты) резино-тканевым рукавом, присоединенным к гидравлической или пневматической системе. Во время фильтрации под действием этой системы рукав расширяется и уплотняет пространство между перегородкой и плитой. Перед тем как фильтровальная лента с осадком начинает перемещаться, действие системы прекращается и рукав под влиянием эластичной резиновой накладки сжимается.

Цикл работы фильтра состоит из ряда последовательных операций: расширения рукава, подачи суспензии, фильтрации, сжатия рукава и перемещения ленты с осадком.

Недостатком такого модифицированного ленточного фильтра является небольшая поверхность фильтрации по сравнению с занимаемой им площадью, что ограничивает область его применения небольшими производствами. Для устранения этого недостатка была разработана конструкция многоярусного ленточного фильтра, работающего под давлением, который назван автоматизированным фильтрпрессом с горизонтальными камерами.

✓ **Автоматизированный фильтрпресс с горизонтальными камерами (ФПАКМ)** [252]. Этот фильтр предназначен для разделения тонкодисперсных суспензий (размер частиц не более 3 мм) с содержанием твердой фазы 100—5000 н·м⁻³ при температуре до 80°С и условии, что суспензия может транспортироваться по трубам диаметром 25 мм.

Сложные фильтровальные плиты этого фильтра показаны в разрезе на рис. XII-16. Каждая из них состоит из верхней части 1, покрытой перфорированным листом 2, под которым находится пространство для приема фильтрата 3, и нижней части, выполненной

в виде рамы 4 и образующей при сжатии плит камеру для суспензии и осадка 5. Высота рамы 4 делается на 5 мм меньше, чем расстояние между плитами во время разгрузки осадка (см. ниже). Между верхней и нижней частями фильтровальных плит расположены эластичные водонепроницаемые диафрагмы 6. Фильтровальная ткань 7 размещается на перфорированном листе 2.

Во время фильтрования, промывки осадка и его обезвоживания в камеры 5 из коллектора 8 последовательно поступают по каналам 9 суспензия, промывная жидкость и воздух (положение А). При этом фильтрат, промывная жидкость и воздух отводятся из

воздух для продувки поступают в каждую фильтровальную плиту по боковому каналу из коллекторов; фильтрат, промывная жидкость и влажный воздух отводятся из каждой плиты также по боковому каналу в коллекторы. Осадок при периодическом перемещении фильтровальной ткани снимается с нее ножами, расположенными около роликов, а ткань промывается и очищается в специальном устройстве (на рисунке не показано).

Цикл работы фильтра в общем случае состоит из операций сжатия плит, фильтрования, промывки осадка, его обезвоживания, раздвигания плит и разгрузки осадка одновременно с перемещением ткани и ее промывкой. При этом работа фильтра автоматизирована, что обуславливает значительное увеличение его производительности по сравнению с фильтрпрессом, обслуживаемым вручную. Управление фильтром осуществляется электрогидравлическим автоматом; работа фильтра полностью автоматизирована с использованием реле времени и кнопочного управления. Все клапаны, установленные на фильтре, имеют гидравлический привод.

Рассматриваемые фильтры имеют поверхность фильтрования до 25 м². Они могут быть применены в различных отраслях промышленности, в частности в анилинокраочной и керамической. Основными преимуществами этих фильтров, кроме их полной автоматизации, являются развитая поверхность фильтрования, отнесенная к единице площади; возможность при помощи диафрагмы регулировать толщину осадка и его влажность; хорошие условия для регенерации ткани в процессе работы фильтра.

Ленточный капиллярный фильтр [7]. В этом фильтре вместо разности давлений используются капиллярные силы, под действием которых жидкая фаза суспензии проходит через поры фильтровальной перегородки, проникает в поры достаточно толстого слоя всасывающего материала и задерживается в них. Жидкая фаза суспензии удаляется из всасывающего материала при отжимании его между валками или продувании через поры этого материала нагретого воздуха.

Такой фильтр отличается относительно простой конструкцией и служит для разделения суспензий, содержащих легко деформируемые твердые частицы, которые под действием разности

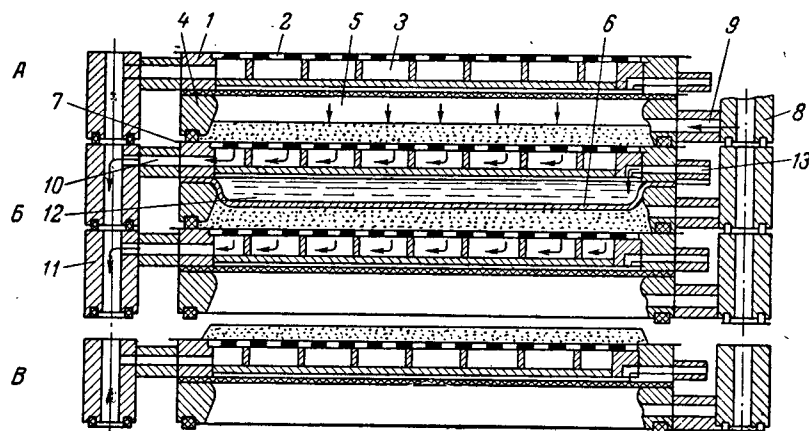


Рис. XII-16. Автоматизированный фильтрпресс с горизонтальными камерами (ФПАКМ):

1 — верхняя часть плиты; 2 — перфорированный лист; 3 — пространство для приема фильтрата; 4 — нижняя часть плиты в виде рамы; 5 — камера для суспензии и осадка; 6 — эластичная водонепроницаемая диафрагма; 7 — фильтровальная ткань; 8 — коллектор для подачи суспензии, промывной жидкости и воздуха; 9, 10, 13 — каналы; 11 — коллектор для отвода фильтрата, промывной жидкости и воздуха; 12 — пространство для воды.

фильтра по каналам 10 в коллектор 11. Затем осадок отжимается диафрагмой 6, для чего в пространство 12 по каналам 13 подается вода под давлением (положение Б). По окончании отжатия осадка плиты раздвигаются, образуя щели для удаления осадка из фильтра (положение В).

Схема действия автоматизированного фильтрпресса с горизонтальными камерами показана на рис. XII-17. Он состоит из горизонтально расположенных одна над другой фильтровальных плит 1; они находятся между двумя крайними поддерживающими плитами 2, которые связаны одна с другой четырьмя вертикальными стержнями, воспринимающими нагрузку при действии давления внутри фильтровальных плит. Между плитами 1 при помощи направляющих роликов 3 протянута фильтровальная ткань 4, которая поддерживается в натянутом состоянии гидравлическими устройствами. Суспензия, чистая промывная жидкость и сжатый

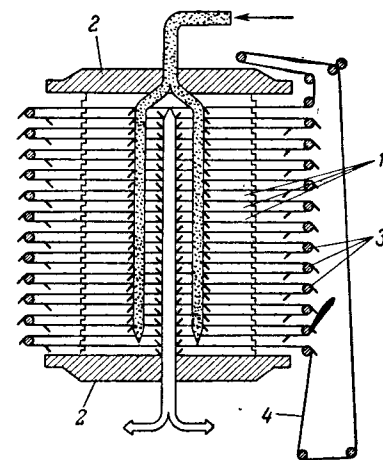


Рис. XII-17. Схема действия автоматизированного фильтрпресса с горизонтальными камерами (ФПАКМ):

1 — фильтровальные плиты; 2 — поддерживающие плиты; 3 — направляющие ролики; 4 — фильтровальная ткань.

давлений закрывают входы в поры фильтровальной перегородки. Этот фильтр применяется, в частности, для отделения от жидкости белковых веществ.

Схема работы ленточного капиллярного фильтра показана на рис. XII-18. Бесконечная фильтровальная лента 1 (например, из тонкой хлопчатобумажной ткани) натянута на направляющие ролики и движется при соприкосновении с бесконечными всасывающими войлочными лентами 2. Ленты 2 также натянуты на направляющие ролики и приводятся в движение валиками 3, которые одновременно отжимают эти ленты. На нижнем участке пути лента 1 поддерживается бесконечной сеткой 4.

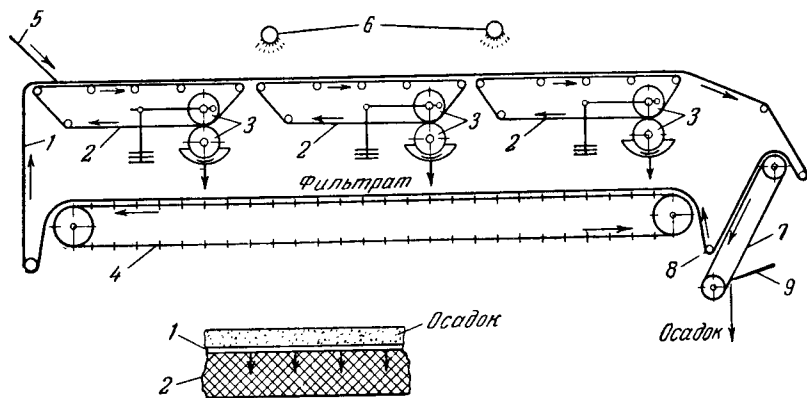


Рис. XII-18. Ленточный капиллярный фильтр:

1 — бесконечная хлопчатобумажная фильтровальная лента; 2 — всасывающие войлочные ленты; 3 — приводные отжимные валики; 4 — бесконечная сетка; 5 — лоток для подачи суспензии; 6 — разбрызгивающие устройства; 7 — бесконечная лента; 8 — ролик; 9 — нож для съема осадка.

Суспензия поступает на фильтр по наклонному лотку 5. Полученный осадок промывается жидкостью при помощи разбрызгивающих устройств 6. При резком повороте ленты 1 на ролике 8 осадок прилипает к бесконечной ленте 7 и снимается с нее ножом 9.

Фильтр с центробежным удалением осадка

Схема этого фильтра дана на рис. XII-19. Он состоит из цилиндрического корпуса 1, полого вала 2, приводимого во вращение электродвигателем 3, и насаженных на валу на определенном расстоянии один от другого фильтровальных дисков 4. Каждый из этих дисков имеет слегка коническую форму и состоит из сплошного дна 6 и расположенного на нем дренажного устройства (на схеме не показано), покрытого фильтровальной перегородкой, например металлической сеткой 5. В стенках полого вала в местах соприкосновения с дисками имеются отверстия.

На фильтре можно разделять суспензию с применением вспомогательного вещества или без него, причем вспомогательное вещество используется в виде предварительно нанесенного слоя или в качестве добавки к суспензии. Нанесение слоя вспомогательного вещества и разделение суспензии происходят при неподвижных дисках, а осадок удаляется при вращающихся дисках, в результате чего он под действием центробежной силы отбрасывается к стенкам корпуса и падает вниз; при этом обратным потоком фильтрата регенерируется фильтровальная перегородка.

Суспензия вспомогательного вещества и разделяемая суспензия последовательно подаются в фильтр через штуцер 9. Осадок образуются на верхней поверхности дисков, а фильтрат уходит по каналу 7 (сплошная линия). Обратный поток фильтрата подается по каналу 7 внутрь дисков и вместе с осадком уходит из фильтра через патрубков 8 (пунктирная линия).

Для удаления осадка без обратного потока фильтрата используют фильтр с коническим дном.

Характеристика одного из фильтров следующая [451]: диаметр корпуса 1100 мм; число дисков 28; диаметр диска 990 мм; поверхность фильтрования 20 м²; скорость вращения дисков при удалении осадка 270 оборотов в 1 мин; фильтровальная перегородка — сетка саржевого плетения (проволока из нержавеющей стали).

Описанный фильтр предназначен для разделения тонкодисперсных суспензий и находит широкое применение в различных отраслях промышленности.

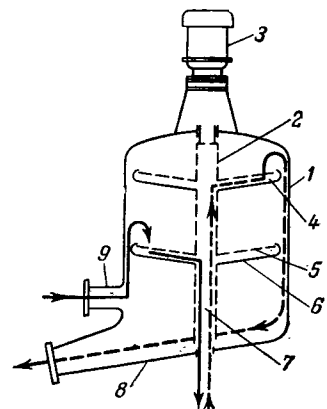


Рис. XII-19. Схема фильтра с центробежным удалением осадка:

1 — цилиндрический корпус; 2 — полый вал; 3 — электродвигатель; 4 — фильтровальные диски; 5 — фильтровальная перегородка; 6 — сплошное дно диска; 7 — канал; 8 — патрубок для удаления осадка; 9 — штуцер для подачи суспензии.

ФИЛЬТРЫ С ПЕРПЕНДИКУЛЯРНЫМИ НАПРАВЛЕНИЯМИ ДЕЙСТВИЯ СИЛЫ ТЯЖЕСТИ И ДВИЖЕНИЯ ФИЛЬТРАТА

Фильтры этой группы имеют вертикальную плоскую или цилиндрическую фильтровальную перегородку. При этом фильтрат в каналах фильтровальных элементов может перемещаться вдоль поверхности фильтровальной перегородки в направлении сверху вниз под действием силы тяжести или подниматься вдоль этой перегородки в направлении снизу вверх под влиянием разности давлений. При разделении на этих фильтрах неоднородных суспензий следует учитывать возможность образования осадка, неоднородного по высоте фильтровальной перегородки, поскольку более крупные

твердые частицы суспензии будут осаждаться под действием силы тяжести. Это приводит к ухудшению условий промывки осадка ввиду различного удельного сопротивления его по высоте перегородки. В рассматриваемых фильтрах осадок может сползать вдоль перегородки под действием силы тяжести, что почти неизбежно при отсутствии разности давлений по обоим сторонам фильтровальной перегородки; поэтому не следует прекращать действие вакуума или избыточного давления при переходе от стадии фильтрования к стадии промывки. Наличие вертикальной фильтровальной перегородки делает фильтры этой группы в особенности пригодными для работы в качестве сгустителей, так как с вертикальной перегородки удобно удалять осадок обратным потоком фильтрата. Многие периодически действующие фильтры этой группы отличаются довольно большой поверхностью фильтрования, отнесенной к единице занимаемой ими площади, поскольку вертикальные фильтровальные перегородки расположены на сравнительно небольшом расстоянии одна от другой.

Фильтрпрессы

Фильтрпресс с вертикальными рамами (плиточно-рамный фильтрпресс). Этот фильтрпресс в обычном виде является наибо-

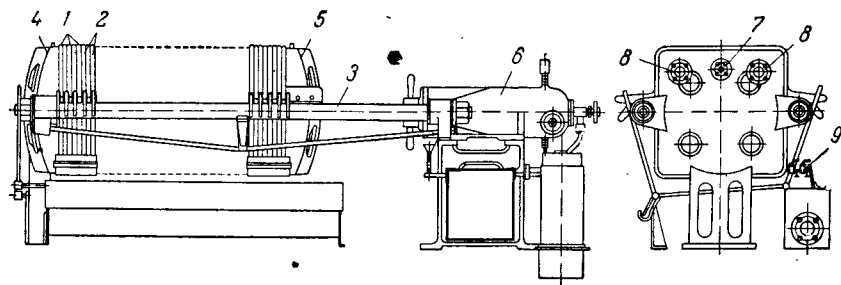


Рис. XII-20. Фильтрпресс с вертикальными рамами (плиточно-рамный фильтрпресс):

1 — плиты; 2 — рамы; 3 — опорный брус; 4 — неподвижная плита; 5 — подвижная плита; 6 — гидравлическая система; 7 — штуцер для подачи суспензии; 8 — штуцеры для подачи промывной жидкости; 9 — кран для удаления фильтрата.

лее старым и до настоящего времени довольно широко распространенным периодически действующим фильтром. Он в особенности пригоден для разделения суспензий с небольшой концентрацией твердых частиц (в этом случае трудоемкие операции его разборки, разгрузки и сборки производятся относительно редко), а также для разделения при повышенной температуре суспензий, охлаждение которых недопустимо, например, вследствие выпадения кристаллов из жидкости.

Обычный фильтрпресс с вертикальными рамами (рис. XII-20) состоит из чередующихся плит 1 и рам 2 одинаковых размеров.

Плиты и рамы опираются боковыми ручками на два параллельных бруса 3. Между соприкасающимися поверхностями плит и рам имеются тканевые фильтровальные перегородки. Рамы и плиты, уплотненные по периметру краями этих перегородок, прижимаются к неподвижной плите 4 при помощи перемещающейся на роликах подвижной плиты 5, на которую действует давление жидкости, развиваемое гидравлической системой 6. Суспензия поступает по штуцеру 7, а промывная жидкость — по штуцерам 8; штуцеры 7 и 8 расположены на неподвижной плите и сообщаются с каналами, которые образованы совпадающими отверстиями в плитах и рамах. Фильтрат и промывная жидкость удаляются через краны 9.

Края плит (рис. XII-21) имеют гладкую поверхность 1, в середине поверхность плит рифленая, с желобками 2. Плиты покрыты

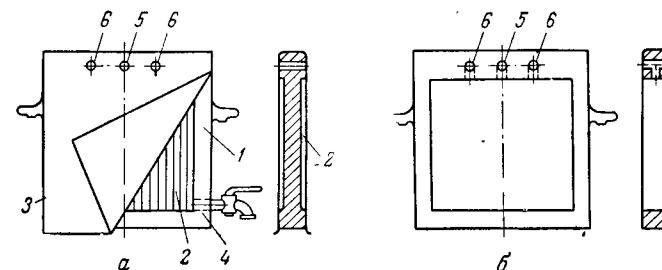


Рис. XII-21. Плиты (а) и рамы (б) фильтрпресса:

1 — гладкая поверхность плиты; 2 — желобок; 3 — фильтровальная перегородка; 4 — канал для удаления фильтрата и промывной жидкости; 5 — отверстия для прохода суспензии; 6 — отверстия для прохода промывной жидкости.

фильтровальной перегородкой 3 и снабжены кранами для удаления фильтрата и промывной жидкости; краны через каналы 4 и два других, почти перпендикулярных им канала (на рисунке не показаны), оканчивающихся у желобков, соединены с пространством внутри рам. В плитах и рамах имеются отверстия 5 и 6, образующие каналы для прохода суспензии и промывной жидкости. В фильтровальных перегородках сделаны отверстия, точно совпадающие с отверстиями в рамах и плитах.

Фильтрпресс работает следующим образом. В стадии фильтрования (рис. XII-22, а) суспензия по среднему каналу 1 и каналам 2 поступает в пространство 3, ограниченное двумя фильтровальными перегородками (примыкающими к рифленым поверхностям плит 4) и внутренней поверхности рамы 5. Жидкая фаза суспензии одновременно проходит через обе фильтровальные перегородки, после чего по желобкам и каналам 6 поступает к кранам 7, которые в этой стадии работы фильтрпресса открыты у всех плит 4. Когда пространство 3 будет заполнено осадком, подачу суспензии прекращают. В стадии промывки (рис. XII-22, б) по двум боковым каналам 8 и каналам 9, которые имеются только у половины

плит 4, подают промывную жидкость. Во время промывки половина кранов 7 закрыта таким образом, что промывная жидкость последовательно проходит одну фильтровальную перегородку, слой осадка, вторую фильтровальную перегородку, после чего по каналам 6 и открытым кранам 7 отводится из фильтрпресса. По окончании промывки осадок в фильтрпрессе продувают сжатым воздухом или паром. Затем отодвигают подвижную плиту, разъединяют плиты и рамы и осадок удаляют в бункер.

Конструкции плит и рам фильтрпресса очень разнообразны и отличаются взаимным расположением каналов для движения суспензии, промывной жидкости и сжатого воздуха, наличием или

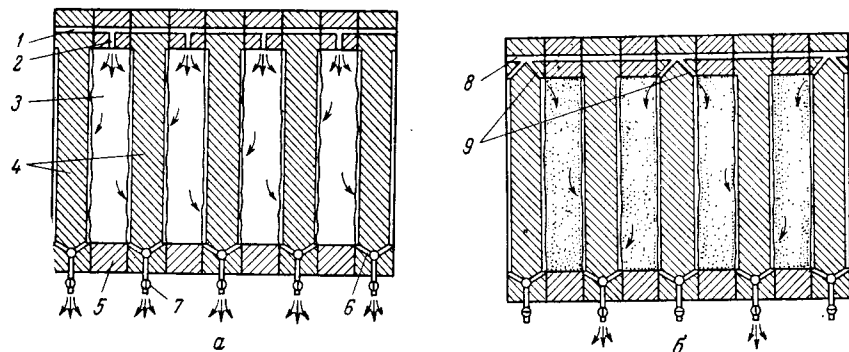


Рис. XII-22. Схема работы плиточно-рамного фильтрпресса:

а — стадия фильтрования; б — стадия промывки.
1 — средний канал для прохода суспензии; 2, 9 — каналы; 3 — пространство между двумя плитами; 4 — плиты; 5 — рама; 6 — канал для отвода фильтрата и промывной жидкости; 7 — кран; 8 — боковой канал для прохода промывной жидкости.

отсутствием каналов для теплоносителей или охлаждающих жидкостей, а также общего канала для удаления фильтрата. Плиты и рамы, имеющие прямоугольную или круглую форму, изготовляют из стали, чугуна, керамических материалов и дерева.

Следует упомянуть о фильтрпрессах с механическим перемещением рам и плит, а также об автоматизированных фильтрпрессах с гидравлической системой, действие которой регулируется фотоэлементами [254].

Усовершенствование конструкции фильтрпрессов идет в направлении увеличения поверхности фильтрования и механизации их работы [218].

Фильтрпрессы используют для лабораторных и полужавовских работ, а также для разделения суспензий в крупных производствах. Плиточно-рамные фильтрпрессы имеют поверхность фильтрования до 140 м².

Фильтрпресс с вертикальными камерами (камерный фильтрпресс). Этот фильтрпресс отличается от фильтрпресса с вертикальными рамами меньшим объемом пространства для образова-

ния осадка и большим допустимым давлением, что позволяет применять его для трудноразделяемых суспензий [208].

Фильтрпресс состоит из плит 1 с рифлеными поверхностями 2, между которыми образуются камеры 3 (рис. XII-23). Тканевая фильтровальная перегородка прокладывается между плитами в два слоя 4 и 5; она одновременно служит уплотняющим материалом для камер. Суспензия поступает в камеры по каналам 6, фильтрат проходит через фильтровальную перегородку, движется вниз по желобкам рифленой поверхности и отводится из фильтрпресса по общему каналу 7. Осадок в камерах в случае необходимости промывают и обезвреживают, причем промывная жидкость и сжатый воздух поступают в фильтрпресс по тем же каналам 6 и отво-

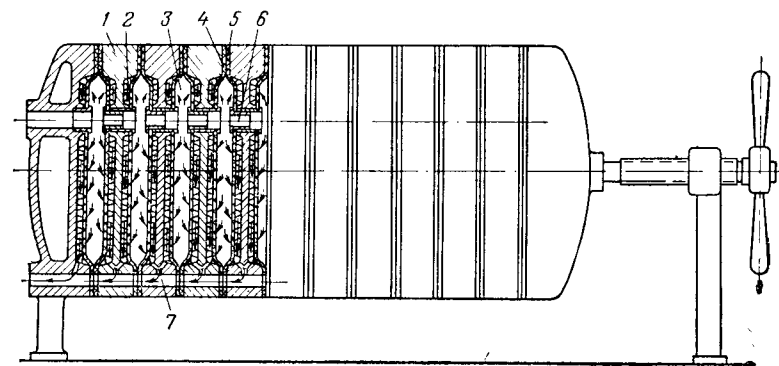


Рис. XII-23. Фильтрпресс с вертикальными камерами (камерный фильтрпресс):

1 — плита; 2 — рифленая поверхность плиты; 3 — камера; 4, 5 — слои фильтровальной ткани; 6 — канал для подачи суспензии; 7 — канал для удаления фильтрата.

дятся из него по каналу 7. Разгрузка осадка в данном случае производится так же, как и при работе на рамном фильтрпрессе. Вместо общего канала для отвода фильтрата и промывной жидкости каждая плита фильтрпресса может быть снабжена отдельными каналами с кранами.

Фильтрпресс с гидравлической выгрузкой осадка [43] имеет чугунные рамы и плиты и применяется, в частности, в крахмально-паточном производстве. В данном случае разгрузка осадка может производиться без раздвигания рам и плит взмучиванием осадка в рамках потоком воды. Производительность такого фильтрпресса в 1,5—2 раза выше обычного.

Фильтрпресс с механической выгрузкой осадка [256] имеет круглые вертикальные рамы, которые откидываются при повороте вокруг вала.

Фильтрпресс-сгуститель [6]. В этом фильтре вместо обычных рам установлены плиты с улиткообразными каналами, расположенными по обе стороны каждой плиты. Суспензия поступает в

один из углов плиты, проходит по каналу к центральному отверстию, через него попадает в другой канал, находящийся на противоположной стороне плиты, по которому она перемещается к другому углу плиты. Одновременно с этим происходит фильтрование части жидкой фазы суспензии, в результате чего суспензия сгущается. При этом сгущенная суспензия и фильтрат непрерывно отводятся из соответствующих каналов.

Мешочные фильтры

Мешочный фильтр состоит из открытого или плотно закрытого корпуса с размещенными в нем фильтровальными элементами; эти элементы изготовлены из прямоугольных вертикальных жестких или полужестких каркасов, на которые натянуты мешки из фильтровальной ткани. Суспензия поступает в корпус фильтра, осадок образуется на внешней поверхности мешков, а фильтрат отводится

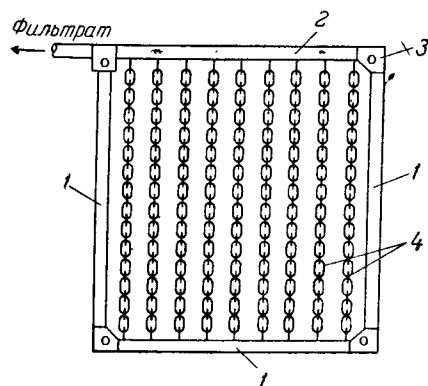


Рис. XII-24. Полужесткий каркас для мешочного фильтра:

1 — планки; 2 — труба для отвода фильтрата;
3 — шарнирное устройство; 4 — цепочки.

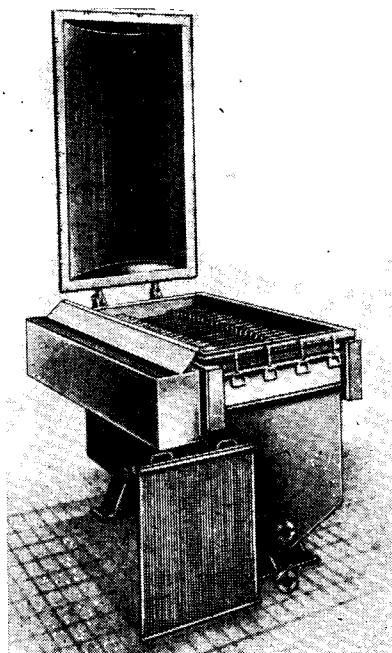


Рис. XII-25. Мешочный фильтр с жестким каркасом.

из пространства внутри мешков. Фильтр предназначен для осветления жидкостей, содержащих небольшое количество твердых частиц, и находит применение в сахарной и химической промышленности. В некоторых случаях экономически целесообразно производить двойное фильтрование, выполняя первое фильтрование, например, на фильтрпрессе, который не всегда дает прозрачный фильтрат, а второе фильтрование — в мешочном фильтре. Для уве-

личения эффективности действия мешочного фильтра в процессе разделения тонкодисперсной суспензии на фильтровальную ткань наносят слой вспомогательного вещества, например асбеста или диатомита. Для увеличения поверхности фильтрования в 2—3 раза мешки снабжают вертикальными складками. При этом, как показывает опыт, несмотря на наличие складок, осадок в процессе фильтрования откладывается равномерно по всей поверхности ткани. Процесс фильтрования в мешочном фильтре производят под небольшим гидростатическим давлением слоя суспензии.

Основной деталью фильтра является каркас. Жесткий каркас состоит из прямоугольного гофрированного металлического листа, оправленного с трех сторон в рамку и присоединенного четвертой стороной к горизонтальной трубе с отверстиями или щелью, служащими для отвода фильтрата. Полужесткий каркас (рис. XII-24) состоит из планок 1, соединенных между собой и присоединенных к отводящей трубе 2 шарнирными устройствами 3; внутри каркаса натянуты цепочки 4. Полужесткий каркас в виде ромба вводят в один из углов мешка, после чего каркасу придают форму прямоугольника. Предложено заменить часть каждой цепочки в каркасе спиральными пружинами или резиновыми шнурами [257] и помещать на трубу 2 хомуты из упругого материала, пружинящие концы которых препятствуют сближению обеих сторон фильтровального мешка [258].

Мешочные фильтры имеют поверхность фильтрования до 70 м². Один из таких фильтров с жестким каркасом показан на рис. XII-25.

Листовые фильтры

Эти фильтры по конструкции довольно разнообразны [217]; основой всех конструкций является вертикальный (реже горизонтальный) плоский фильтровальный элемент с жестким каркасом. Круглый или прямоугольный каркас изготовляют из стальных желобков так, что углубления этих желобков обращены внутрь каркаса; в желобки вставлены края крупной сетки, гофрированного металлического листа, рифленой с обеих сторон пластинки из дерева или эбонита. Каркасы, обтянутые с обеих сторон фильтровальной тканью, находятся на некотором расстоянии друг от друга в герметически закрытом цилиндрическом горизонтальном или вертикальном резервуаре.

В отличие от мешочных фильтров, в листовых фильтрах суспензия поступает в резервуар под давлением, в результате чего фильтрат проникает внутрь фильтровальных элементов, откуда отводится по трубкам, а осадок образуется на внешней поверхности ткани с обеих сторон этих элементов. Фильтрат можно отводить из каждого фильтровального элемента в отдельности или собирать в коллектор.

Типичный цикл работы листового фильтра состоит из следующих операций: наполнение фильтра суспензией с одновременным вытеснением из него воздуха до момента автоматического закрытия воздушной линии поплавковым клапаном; фильтрование с образованием осадка нужной толщины и непрерывным отведением фильтрата; вытеснение остатков суспензии из фильтра сжатым воздухом; наполнение фильтра промывной жидкостью; промывка осадка; вытеснение остатков промывной жидкости из фильтра сжатым воздухом; удаление осадка.

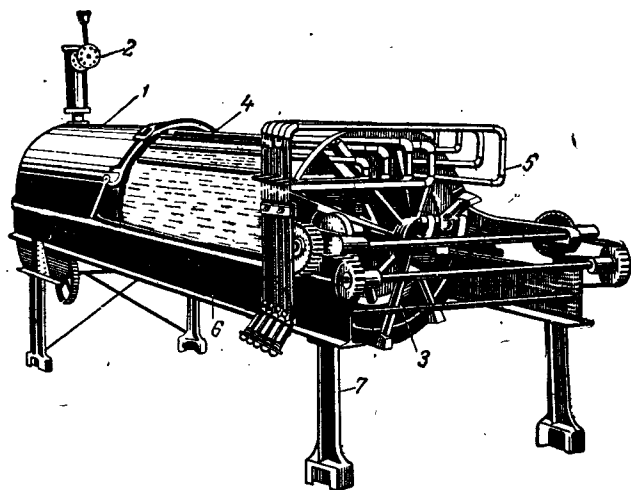


Рис. XII-26. Листовой фильтр с горизонтальным цилиндрическим резервуаром и передвижными фильтровальными элементами:

1 — неподвижный резервуар; 2 — поплавковый клапан; 3 — передвижная крышка; 4 — фильтровальный элемент; 5 — трубка для удаления фильтрата; 6 — опорная балка; 7 — стойка.

Последнюю операцию производят двумя способами. По первому способу, характерному для горизонтальных листовых фильтров, внутрь выдвинутых из резервуара фильтровальных элементов подают сжатый воздух или пар, под действием которого осадок отделяется от ткани. По второму способу фильтр (в данном случае вертикальный) заполняют жидкостью, а внутрь фильтровальных элементов подают сжатый воздух или пар; полученную суспензию затем удаляют из аппарата. Существуют и некоторые видоизменения этих способов удаления осадка.

Фильтрование необходимо заканчивать ранее того момента, когда увеличивающиеся по толщине слои осадка, находящиеся на соседних фильтровальных элементах, придут в соприкосновение, что крайне затруднило бы выполнение последующих операций промывки и продувки осадка. Толщина осадка в процессе фильтрова-

ния контролируется по объему полученного фильтрата или при помощи сигнализирующего устройства, отмечающего момент достижения установленной толщины осадка.

Листовой фильтр с горизонтальным цилиндрическим резервуаром и передвижными фильтровальными элементами. Фильтр (рис. XII-26) состоит из неподвижного резервуара 1 с поплавковым клапаном 2 и передвижной крышки 3 с укрепленными на ней прямоугольными фильтровальными элементами 4 и трубками для удаления фильтрата 5. Корпус фильтра опирается на две параллельные

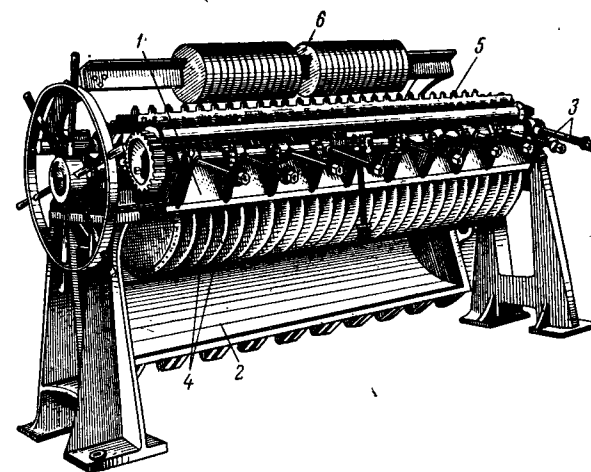


Рис. XII-27. Листовой фильтр с горизонтальным цилиндрическим резервуаром и неподвижными фильтровальными элементами:

1 — неподвижный полуцилиндр; 2 — откидывающийся полуцилиндр; 3 — откидные болты; 4 — фильтровальные элементы; 5 — коллектор; 6 — противовес.

балки 6, расположенные на стойках 7. Для разгрузки осадка внутрь выдвинутых из резервуара фильтровальных элементов подают сжатый воздух. Иногда осадок с фильтровальных элементов можно удалять встряхиванием. Для окончательного удаления осадка поверхность ткани очищают деревянным шпателем.

Фильтр работает под давлением до 18 ат [5]. Резервуар фильтра может быть теплоизолирован или снабжен рубашкой для нагревания или охлаждения в процессе фильтрования. Все части фильтра легко доступны для осмотра и ремонта. Однако для установки такого фильтра требуется относительно большая площадь (в связи с выдвиганием фильтровальных элементов). Чтобы предотвратить осаждение твердых частиц на дно резервуара, в процессе фильтрования иногда производят циркуляцию суспензии, перекачивая часть ее насосом.

При одинаковой длине фильтровальные элементы в рассматриваемом фильтре имеют различную ширину, которая уменьшается по мере удаления фильтровального элемента от оси аппарата. Это обстоятельство создает некоторое неудобство при эксплуатации

фильтра, так как приходится иметь в запасе комплекты каркасов различного размера.

Листовой фильтр с горизонтальным цилиндрическим резервуаром и неподвижными фильтровальными элементами. В этой конструкции фильтра (рис. XII-27) вместо прямоугольных фильтровальных элементов, неодинаковых по размеру, применяют одинаковые по размеру круглые фильтровальные элементы. Резервуар фильтра состоит из верхнего неподвижного полуцилиндра 1 и нижнего откидывающегося полуцилиндра 2, которые при закрывании фильтра плотно соединяются друг с другом откидными болтами 3.

Фильтровальные элементы 4 имеют круглую форму, подвешены к верхнему полуцилиндру и размещены в ряд так, что плоскости их перпендикулярны оси аппарата. Коллектор 5 служит для сбора

направляя на него струи воды из сопел. Последние размещены на трубе над фильтровальными элементами; труба может вращаться на некоторый угол вокруг своей оси и перемещаться возвратно-поступательно на небольшое расстояние, что позволяет смывать осадок со всей поверхности фильтровальных элементов.

Каждый элемент (рис. XII-28) этого фильтра состоит из круглой рамы 1, в которую вставлена крупная металлическая сетка 2; рама в верхней части снабжена патрубком (на рисунке не показан) для удаления фильтрата из пространства внутри нее.

Рама и сетка обтянуты фильтровальной тканью 3, на которой образуется осадок 4. Если осадок в фильтре должен промываться, целесообразно использовать круглые рамы измененной конструкции, отличающейся тем, что фильтрат и промывная жидкость отводятся по трубке, которая оканчивается внутри нижней части рамы; это обеспечивает более равномерное прохождение промывной жидкости через весь слой осадка.

Фильтр имеет поверхность фильтрации 94 м^2 и более [16]. В некоторых фильтрах давление может достигать 35 ат.

Листовой фильтр с вертикальным цилиндрическим резервуаром. Одна из конструкций такого фильтра, изображенная на рис. XII-29, получила распространение на хлорных заводах для фильтрации рассола, поступающего в электролизеры. Фильтр состоит из цилиндрического резервуара 1 с коническим дном 2, съемной крышки 3, прямоугольных фильтровальных элементов 4, опирающихся на планку 5 и коллектор 6. Суспензия поступает внутрь фильтра по штуцеру 7, а фильтрат удаляется через штуцер 8. После отделения от фильтровальной ткани сжатым воздухом или водой осадок удаляется по штуцеру 9.

Фильтровальный элемент состоит из стальной гуммированной рамы, в которую вставлена рифленая с обеих сторон доска из дерева твердой породы, причем рама и доска обтянуты поливинилхлоридной фильтровальной тканью. Поверхность фильтрации этих фильтров достигает 130 м^2 .

Листовой фильтр с автоматическим устройством для контроля толщины осадка [260]. Этот фильтр, работающий, как и другие листовые фильтры, под давлением, снабжен автоматическим устройством, которое по достижении заранее установленной толщины осадка включает пусковой механизм, в результате чего начинается следующая операция в цикле работы фильтра.

Листовой фильтр автоматизированный [261]. Этот фильтр (рис. XII-30) состоит из вертикального цилиндрического корпуса 1 с крышкой 2, коническим дном 3 и вертикальными плоскими фильтровальными элементами 4, установленными на определенном расстоянии друг от друга.

Суспензия поступает по кольцевому каналу, образованному трубами 5 и 6, и через отверстия в трубе 6 равномерно распределяется между фильтровальными элементами. Фильтрат проходит внутри элементов и удаляется из них по трубкам 7 в коллектор

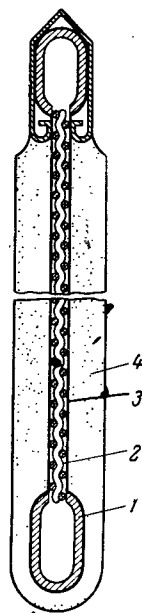


Рис. XII-28. Круглый фильтровальный элемент листового фильтра (в разрезе):

1 — круглая рама; 2 — металлическая сетка; 3 — фильтровальная ткань; 4 — осадок.

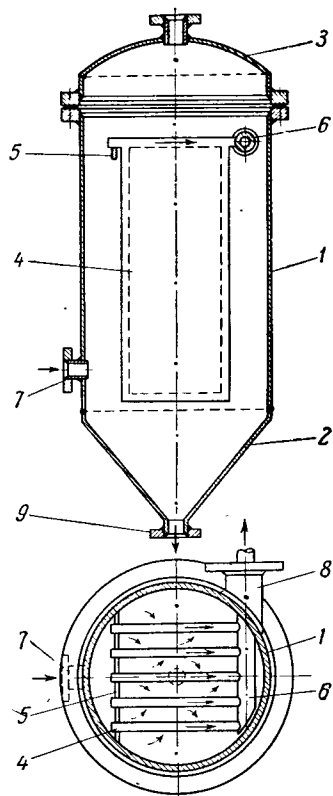


Рис. XII-29. Листовой фильтр с вертикальным цилиндрическим резервуаром:

1 — цилиндрический резервуар; 2 — коническое дно; 3 — съемная крышка; 4 — фильтровальный элемент; 5 — опорная планка; 6 — коллектор; 7 — штуцер для подачи суспензии; 8 — штуцер для отвода фильтрата; 9 — штуцер для удаления осадка.

фильтрата и промывной жидкости, которые отводятся из верхних частей фильтровальных элементов. Противовес 6 облегчает подъем нижнего полуцилиндра при закрывании фильтра.

Для удаления осадка откидывают нижний полуцилиндр резервуара и снимают осадок с поверхности ткани, подавая внутрь фильтровальных элементов сжатый воздух, или смывают осадок,

(на рисунке не показан). Осадок, образовавшийся на внешней поверхности элементов, смывается жидкостью, которая поступает по трубе 5 и соплам 8, приваренным к краям отверстий в трубах 5 и 6. Во время смывания осадка труба 5 особым механизмом приводится во вращательное и возвратно-поступательное движение, в результате чего осадок быстро смывается с поверхности фильтровальных элементов относительно небольшим количеством

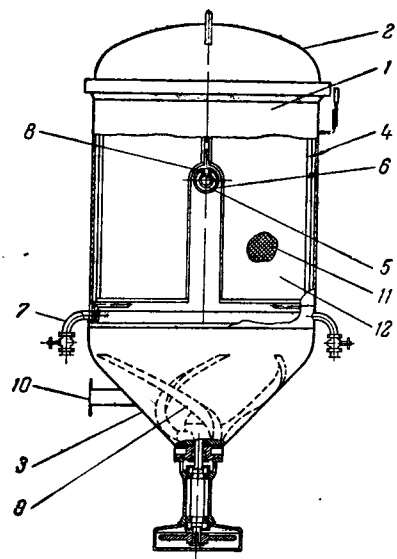


Рис. XII-30. Листовой фильтр автоматизированный:

1 — корпус; 2 — крышка; 3 — коническое дно; 4 — фильтровальный элемент; 5 — внутренняя труба; 6 — наружная труба; 7 — трубка для удаления фильтрата; 8 — сопло; 9 — мешалка; 10 — штуцер для подачи промывной жидкости; 11 — дренажная сетка; 12 — фильтровальная ткань.

действующие листовые фильтры с круглыми вращающимися фильтровальными элементами, работающие под давлением [5]. Непрерывнодействующий листовый фильтр по принципу действия занимает промежуточное положение между листовым фильтром периодического действия и дисковым фильтром, работающим под вакуумом (стр. 365).

В рассматриваемом фильтре один или несколько фильтровальных элементов, разделенных внутренними перегородками на секторы, насажены на общий горизонтальный центральный вал, причем каждый сектор соединен с распределительным устройством на конце вала, аналогичным соответствующему устройству в дисковых вакуум-фильтрах. Фильтровальные элементы и вал заключены в кожух, снабженный поплавковым клапаном, который автомати-

чески поддерживает уровень суспензии на половине высоты этих элементов. В верхней части каждого элемента имеется скребок, отделяющий осадок от ткани и направляющий его к разгрузочному шнеку. Фильтр снабжен приборами, автоматически регулирующими его работу; в частности, эти регуляторы предотвращают повышение нагрузки на шнек сверх установленного предела и поддерживают в фильтре установленное давление.

Суспензия подается насосом под давлением и заполняет фильтр на половину его объема; одновременно с этим в пространство над суспензией также под давлением поступает газ, например воздух или азот. Фильтрат проходит через ткань и через распределительное устройство уходит из фильтра, а на поверхности ткани образуется осадок. При вращении фильтровальных элементов осадок выходит из суспензии, после чего он может быть промыт; для этого в разбрызгивающие приспособления подают промывную жидкость под давлением, несколько превышающим давление в фильтре. Часть промывной жидкости проникает через осадок и удаляется из фильтра через распределительное устройство, а другая ее часть, стекающая с поверхности осадка, собирается в желоба, расположенные радиально у каждого фильтровального элемента, и затем по коллектору также отводится из фильтра. За время между окончанием промывки и началом разгрузки осадок обезвоживается вследствие прохождения через него газа, поступающего из пространства над суспензией. Осадок отделяется от ткани обратным толчком газа, подаваемого внутрь соответствующего сектора под давлением, которое также несколько превышает давление в фильтре. Этот фильтр особенно пригоден для разделения суспензий, содержащих летучие жидкости, а также для разделения суспензий при повышенной температуре, исключающей использование вакуума.

Листовой фильтр непрерывного действия с круглыми вращающимися элементами. Описаны периодически и непрерывно-

Листовой фильтр непрерывного действия с круглыми вращающимися элементами. Описаны периодически и непрерывно-

чески поддерживает уровень суспензии на половине высоты этих элементов. В верхней части каждого элемента имеется скребок, отделяющий осадок от ткани и направляющий его к разгрузочному шнеку. Фильтр снабжен приборами, автоматически регулирующими его работу; в частности, эти регуляторы предотвращают повышение нагрузки на шнек сверх установленного предела и поддерживают в фильтре установленное давление.

Суспензия подается насосом под давлением и заполняет фильтр на половину его объема; одновременно с этим в пространство над суспензией также под давлением поступает газ, например воздух или азот. Фильтрат проходит через ткань и через распределительное устройство уходит из фильтра, а на поверхности ткани образуется осадок. При вращении фильтровальных элементов осадок выходит из суспензии, после чего он может быть промыт; для этого в разбрызгивающие приспособления подают промывную жидкость под давлением, несколько превышающим давление в фильтре. Часть промывной жидкости проникает через осадок и удаляется из фильтра через распределительное устройство, а другая ее часть, стекающая с поверхности осадка, собирается в желоба, расположенные радиально у каждого фильтровального элемента, и затем по коллектору также отводится из фильтра. За время между окончанием промывки и началом разгрузки осадок обезвоживается вследствие прохождения через него газа, поступающего из пространства над суспензией. Осадок отделяется от ткани обратным толчком газа, подаваемого внутрь соответствующего сектора под давлением, которое также несколько превышает давление в фильтре. Этот фильтр особенно пригоден для разделения суспензий, содержащих летучие жидкости, а также для разделения суспензий при повышенной температуре, исключающей использование вакуума.

Дисковые вакуум-фильтры

Эти фильтры имеют следующее устройство (рис. XII-31). Резервуар для суспензии состоит из секций 1; на вращающемся горизонтальном вале (на рисунке не виден) укреплены вертикальные фильтровальные диски 2, причем каждый диск находится в отдельной секции резервуара; распределительное устройство 3 снабжено трубопроводом 4 для соединения с источником вакуума и удаления фильтрата, а также трубопроводами 5 для подачи сжатого воздуха. Конструкция распределительного устройства аналогична описанной для вращающихся барабанных вакуум-фильтров (см. стр. 328). В небольших дисковых фильтрах устанавливают одно распределительное устройство на одном из концов вала, а на более крупных — два на обоих концах вала. Отделение осадка от поверхности дисков облегчается благодаря наличию валиков или ножей 6, расположенных по обеим сторонам дисков. При помощи переливных трубок суспензия в секциях резервуара поддерживается на

постоянном уровне так, что в нее погружена приблизительно половина каждого диска. Для предотвращения осаждения твердых частиц суспензия в секциях постоянно взмучивается мешалками маятникового типа.

Число дисков в фильтре достигает 14, а общая поверхность фильтрования изменяется от 1 до 300 м².

К достоинствам дисковых фильтров следует отнести значительную поверхность фильтрования, приходящуюся на единицу объема, который занимает аппарат. Недостатком дисковых фильтров является трудность промывки осадка.

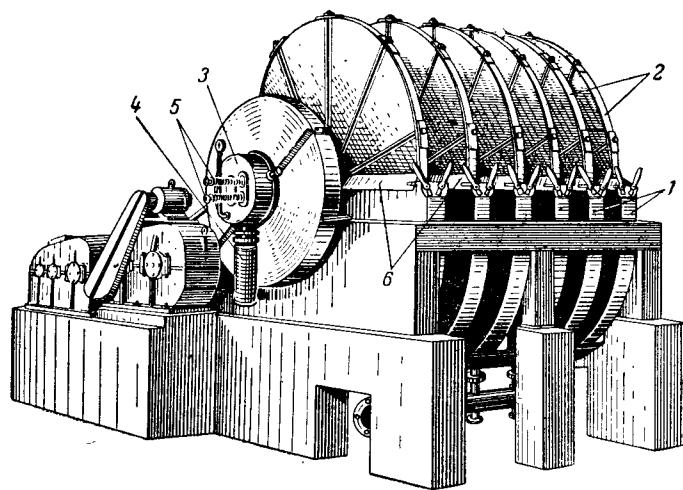


Рис. XII-31. Дисковый вакуум-фильтр:

1 — секции; 2 — фильтровальные диски; 3 — распределительное устройство; 4 — трубопровод для соединения с источником вакуума и удаления фильтрата; 5 — трубопроводы для подачи сжатого воздуха; 6 — ножи для счема осадка.

Дисковые фильтры в особенности пригодны для разделения суспензий, содержащих достаточно однородные и медленно осаждающиеся твердые частицы, которые образуют не растрескивающийся и не требующий промывки осадок.

Реверсивные фильтры

Принцип действия реверсивного фильтра [172, 266, 386] состоит в том, что горизонтальное направление движения фильтрата, проходящего через вертикальную фильтровальную перегородку, периодически изменяется на обратное. Вследствие этого осадок, образовавшийся на одной стороне перегородки, периодически отделяется от ее поверхности обратным потоком фильтрата. При этом одновременно происходит промывка перегородки фильтратом, в результате чего уменьшается ее сопротивление.

В реверсивном фильтре может быть также осуществлена промывка осадка.

Фильтровальный элемент (рис. XII-32) этого фильтра состоит из круглой камеры с двумя плоскими параллельными стенками 1, внутри которой находится фильтровальная ткань 2, расположенная между двумя проволоочными сетками 3. Патрубки 4, 5, 6 и 7 служат для присоединения элемента к соответствующим трубопроводам. Такие фильтровальные элементы размещаются рядом и

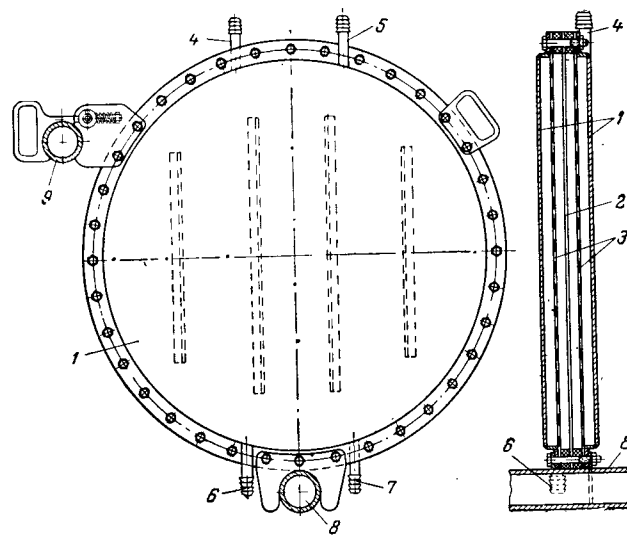


Рис. XII-32. Фильтровальный элемент реверсивного фильтра:

1 — стенки элемента; 2 — фильтровальная ткань; 3 — проволоочные сетки; 4—7 — патрубки для присоединения элемента к трубопроводам; 8, 9 — опорные трубы.

опираются на трубы 8 и 9. Каждый фильтровальный элемент снабжен отдельным краном для выключения его в случае неисправности, а также смотровым фонарем для наблюдения за прозрачностью фильтрата.

Описан реверсивный фильтр с программным регулятором для автоматического переключения вентиля на трубопроводах, по которым подается суспензия, удаляется фильтрат и отводится взмученный осадок [267].

Патронные фильтры

Патронный фильтр работает под избыточным давлением (до 8 ат). Фильтрат проникает внутрь патронов и затем отводится из них; при этом на внешней поверхности патронов образуется осадок, который затем отделяется обратным потоком сжатого воздуха или фильтрата.

Патрон (рис. XII-33) состоит из пористых колец 1, нанизанных на закрытую снизу центральную трубу 2 с радиальными отверстиями 3 и продольными ребрами 5.

В процессе разделения суспензии фильтрат последовательно проходит через слой 4 уже образовавшегося осадка, стенку пористого кольца 1 и отверстия 3, после чего по вертикальному каналу 6 уходит из патрона. Для изготовления патронов могут быть использованы различные пористые материалы, в частности пористое стекло или керамика, а также спрессованный диатомит.

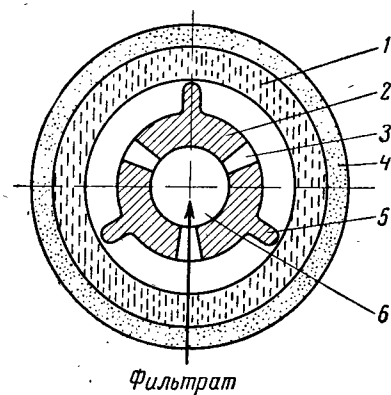


Рис. XII-33. Фильтровальный патрон:
1 — пористое кольцо; 2 — центральная труба;
3 — радиальное отверстие; 4 — слой осадка;
5 — продольное ребро; 6 — вертикальный канал.

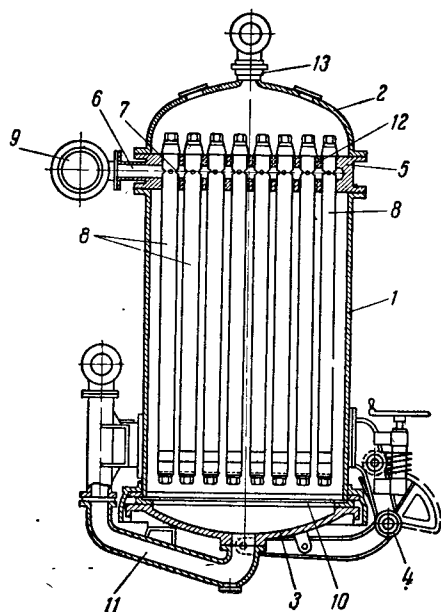


Рис. XII-34. Патронный фильтр:
1 — цилиндрический корпус; 2 — крышка;
3 — дно; 4 — шарнирное устройство; 5 — плита;
6 — горизонтальный канал в плите; 7 — канал в патроне; 8 — патроны; 9 — коллектор;
10 — перфорированная перегородка; 11 — труба для подачи суспензии; 12 — вертикальный канал в плите; 13 — штуцер для циркулирующей суспензии.

Патронный фильтр (рис. XII-34) имеет цилиндрический корпус 1, крышку 2 и дно 3, откидывающееся при помощи шарнирного устройства 4. Между крышкой и корпусом находится плита 5 с рядом внутренних параллельных каналов 6, соединенных небольшими каналами 7 с полостями патронов 8. Все каналы 6, по которым фильтрат удаляется из патронов, объединены коллектором 9. Между дном и корпусом находится перфорированная перегородка 10, обеспечивающая равномерное распределение суспензии, поступающей снизу по трубе 11.

Во избежание осаждения твердых частиц часть суспензии постоянно циркулирует, проходя через сквозные вертикальные ка-

налы 12 в плите 5 и штуцер 13 на крышке и возвращаясь в фильтр по трубе 11.

Цикл работы патронного фильтра аналогичен циклу работы листового фильтра.

Основные технические данные обычных патронных фильтров: поверхность фильтрования до 52 м²; пористость патрона 30—40%;

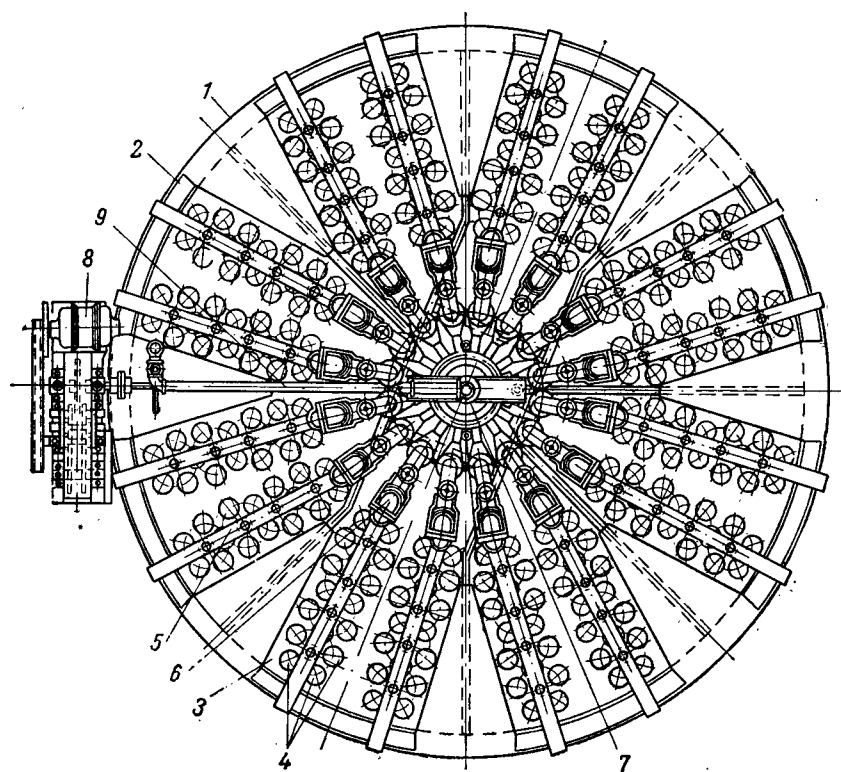


Рис. XII-35. Патронный стуститель (план):
1 — вертикальный цилиндрический резервуар; 2 — кольцевой желоб; 3 — рама; 4 — патроны;
5 — коллектор; 6 — переходное колено; 7 — распределительное устройство; 8 — электродвигатель;
9 — приводной вал.

длина патрона до 2 м; число патронов от 1 до 69; толщина слоя осадка при одном патроне 40—60 мм, при большем числе патронов 15—20 мм.

Патронные фильтры применяют также для разделения коллоидных растворов, используя для этого вспомогательные вещества, и для обесцвечивания истинных растворов, используя адсорбенты [268]. При этом часть вспомогательного вещества наносят на поверхность патронов предварительно, а вторую часть смешивают с разделяемым коллоидным раствором.

Патронный сгуститель отличается относительно большой поверхностью фильтрования, приходящейся на единицу занимаемого аппаратом объема. Он имеет широкое распространение в промышленности.

На рис. XII-35 показана в плане одна из конструкций патронного сгустителя. Вертикальный цилиндрический резервуар 1 снабжен коническим дном со скребковой мешалкой, из которого удаляется сгущенная суспензия; в кольцевой желоб 2 переливается избыток сгущаемой суспензии. В резервуаре установлено 16 рам 3 с вертикальными патронами 4, причем каждая рама может быть поднята над резервуаром при помощи подъемного механизма. Патроны представляют собой перфорированные металлические цилиндры, обтянутые фильтровальной тканью. Верхние части патронов коллекторами 5 и переходными коленами 6 соединены с распределительным устройством 7. При помощи распределительного устройства внутреннее пространство патронов последовательно сообщается с источником вакуума (при фильтровании) и источником сжатого воздуха (когда происходит обратный толчок фильтрата, сопровождающийся отделением осадка от фильтровальной ткани). Электродвигатель 8 приводит в действие скребковую мешалку и вал 9, который вращает золотник распределительного устройства. Фильтрат из распределительного устройства поступает в находящийся под ним (в середине резервуара) сборник, откуда его направляют на дальнейшую переработку. Продолжительность фильтрования составляет несколько минут, а продолжительность отделения осадка от фильтровальной ткани — несколько секунд.

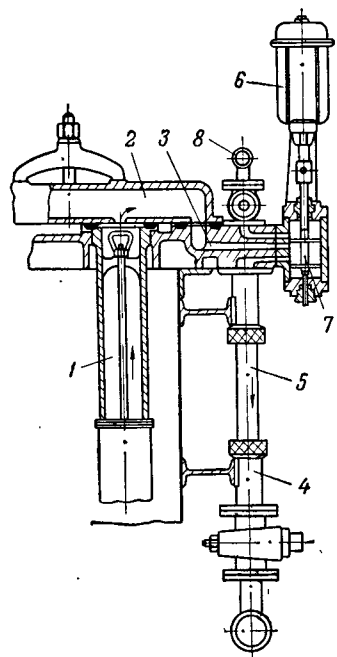


Рис. XII-36. Распределительное устройство с клапаном:

1 — патрон; 2 — коллектор; 3 — канал; 4 — трубопровод для отвода фильтрата; 5 — смотровой фонарь; 6 — электромагнит; 7 — клапан; 8 — трубопровод для подачи сжатого воздуха.

Рассмотренный патронный сгуститель имеет поверхность фильтрования 35—214 м².

К недостаткам патронных сгустителей с патронами значительной длины следует отнести иногда недостаточную очистку ткани при отделении от нее осадка, а также возможность отложения опускающегося осадка на нижней части патронов.

Существуют патронные сгустители и других конструкций, в том числе работающие под давлением, подобно описанному ранее патронному фильтру [6].

На рис. XII-36 показано распределительное устройство с клапаном, приводимым в действие электромагнитом; в отличие от распределительного устройства с вращающимся золотником оно обеспечивает более резкий обратный толчок фильтрата и лучшую очистку ткани.

На рисунке изображен момент фильтрования, когда фильтрат из патрона 1 по коллектору 2 и каналу 3 поступает в трубопровод 4, соединенный с источником вакуума и снабженный смотровым фонарем 5. После того как под влиянием регулирующего механизма электромагнит 6 переведет клапан 7 в верхнее положение из трубопровода 8 поступит сжатый воздух, который вызовет толчок фильтрата в направлении к патронам; при этом трубопровод 4 отключается.

ПОВЫШЕНИЕ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ ФИЛЬТРОВ

Процессы фильтрования при их осуществлении в производственных условиях нередко связаны с большими затруднениями вследствие того, что многие суспензии разделяются на фильтрах очень медленно; это приводит к необходимости использовать большие поверхности фильтрования. Указанные затруднения в значительной мере возрастают в связи с увеличением масштабов производства. Поэтому требуется выполнение мероприятий, повышающих производительность фильтров.

Возможные пути повышения производительности фильтров показаны на схеме (см. стр. 372).

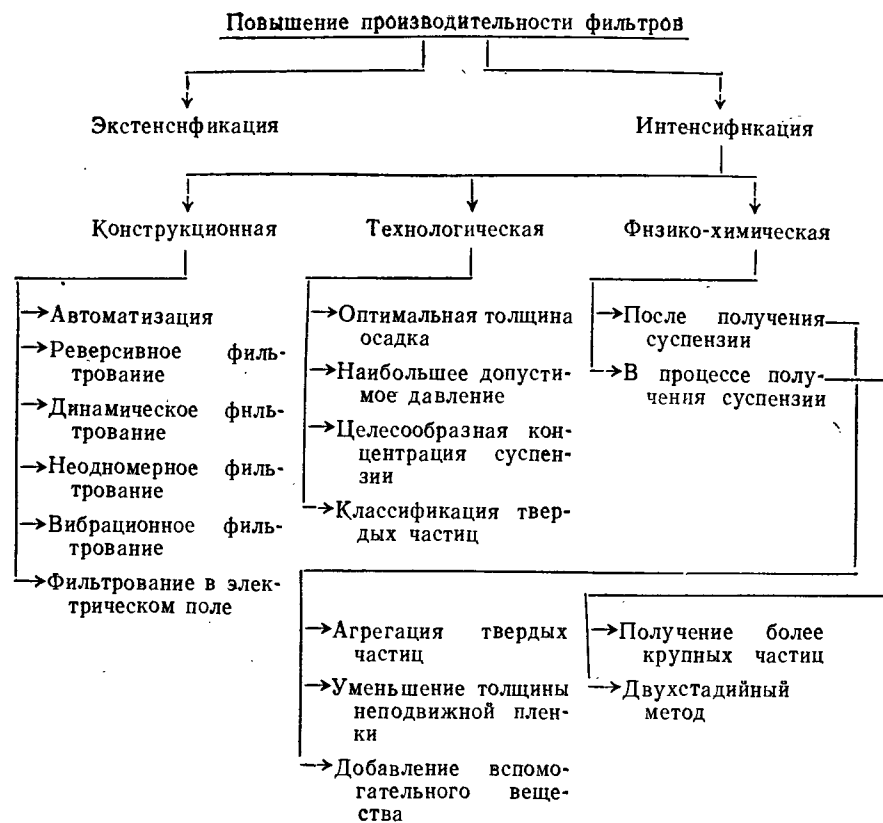
Под экстенсификацией здесь понимается увеличение размеров фильтра без изменения его конструкции. Однако такое увеличение допустимо лишь до некоторых пределов, обусловленных конструктивными особенностями и условиями эксплуатации фильтра.

Способы интенсификации работы фильтра многообразны и могут быть объединены в три группы.

Под конструктивными понимаются такие способы, когда интенсификация достигается только за счет конструктивных особенностей фильтра без влияния условий фильтрования и свойств суспензии.

Преимущества автоматизированных фильтров очевидны. В качестве примера может быть назван автоматизированный камерный фильтрпресс с механическим уплотнением рам ФПАКМ (стр. 349), а также автоматизированные плиточно-рамные фильтрпрессы и листовые фильтры (стр. 356 и 363).

В реверсивных фильтрах (стр. 366) разделение суспензии происходит при небольшой толщине осадка с систематической промывкой фильтровальной перегородки обратным потоком фильтрата, что способствует поддержанию достаточно высокой скорости фильтрования.



В динамическом фильтре, который, в частности, может быть выполнен в виде однопатронного фильтра, достигается почти полное отсутствие осадка на фильтровальной перегородке в результате его смывания суспензией, движущейся вдоль этой перегородки с необходимой скоростью.

При реверсивном и динамическом фильтровании речь идет лишь о сгущении суспензии, а не о полном разделении ее.

Преимуществом неодномерного фильтрования (стр. 39) является повышение производительности единицы активной поверхности фильтра по сравнению с соответствующей величиной, достигаемой при одномерном фильтровании в тех же условиях.

При помощи вибрационного фильтра могут быть разделены суспензии, которые вообще не разделяются в отсутствие вибраций вследствие закупоривания пор фильтровальной перегородки твердыми частицами. Однако, как показывает опыт, при использовании такого фильтра по существу происходит классификация твердых частиц суспензии, поскольку фильтровальная перегородка задерживает лишь частицы более некоторого определенного размера;

при этом частицы менее этого размера проникают сквозь ее поры вместе с фильтратом.

При разделении суспензий на барабанном вакуум-фильтре рекомендовано [393] подвергать осадок действию вибраций в зоне обезвоживания, осуществляемого продувкой воздухом, с целью уменьшения пористости осадка и соответствующего понижения его влажности, а также во избежание образования трещин.

На основании некоторых исследований установлено, что наложение электрического поля в зоне фильтрования ускоряет течение процесса разделения суспензии. В частности, найдено [388], что последовательное пропускание переменного (5 сек) и постоянного (10 сек) тока напряжением 25 в (плотность тока $0,05 \text{ а} \cdot \text{дм}^{-2}$) между электродами, расположенными по обе стороны фильтровальной перегородки, ускоряет процесс разделения водной суспензии пшеничной муки. Действие постоянного тока проявляется в ускорении движения к фильтровальной перегородке частиц муки, на поверхности которых адсорбированы ионы растворенных в воде электролитов. Действие переменного тока состоит в разрыхлении образовавшегося осадка и понижении его удельного сопротивления.

Технологические способы интенсификации сводятся к нахождению таких условий проведения процесса, в которых производительность данного фильтра при разделении суспензии с определенными свойствами достигает наибольшей величины.

Для фильтров непрерывного действия оптимальная толщина осадка совпадает с наименьшей толщиной, при которой все еще можно удалять осадок с фильтровальной перегородки существующими способами. Для фильтров периодического действия оптимальную толщину осадка находят расчетом и далее корректируют ее в соответствии с конструктивными особенностями фильтра (стр. 232).

Увеличение разности давлений не всегда приводит к ощутимому повышению скорости фильтрования. Для сильно сжимаемых осадков (например, гидроокиси железа и хрома) увеличение разности давлений сопровождается значительным возрастанием удельного сопротивления, в результате чего скорость фильтрования повышается незначительно. Отмечены случаи, когда при некоторой разности давлений скорость фильтрования достигает максимальной величины, а при более высоких значениях этой разности скорость фильтрования уменьшается (стр. 49).

Влияние концентрации разделяемой суспензии на удельное сопротивление осадка исследовано сравнительно недавно (стр. 158). В данной связи наиболее общей зависимостью, по-видимому, является уменьшение удельного сопротивления осадка при повышении концентрации твердых частиц в суспензии. Однако концентрация твердых частиц обычно обуславливается технологическими особенностями получения суспензии и не всегда может быть изменена до желаемой величины.

Один из способов классификации твердых частиц состоит в том, что исходная суспензия вводится в среднюю зону вертикального цилиндрического аппарата с коническим дном, а через штуцер в дне поступает промывная жидкость [381]. Последняя перемещается в аппарате с определенной скоростью снизу вверх, увлекает с собой тонкодисперсные твердые частицы и отводится вместе с ними из верхней зоны аппарата. Грубодисперсные частицы опускаются сверху вниз вследствие того, что скорость их оседания под действием силы тяжести превышает скорость восходящего движения промывной жидкости. Эти частицы отводятся в виде суспензии из аппарата через штуцер, расположенный ниже места ввода исходной суспензии в аппарат. После удаления тонкодисперсных частиц скорость разделения суспензии на фильтре значительно возрастает.

При правильном выборе толщины осадка, разности давлений и концентрации суспензии или после осуществления предварительной классификации твердых частиц производительность фильтра можно повысить в несколько раз по сравнению с его работой в условиях, не соответствующих оптимальным.

Сущность физико-химических способов интенсификации сводится к уменьшению удельного сопротивления осадка. При этом необходимые операции могут быть проведены после получения суспензии или в процессе ее получения.

К числу способов обработки суспензии после ее получения можно отнести агрегацию ее твердых частиц (стр. 161), уменьшение толщины неподвижной пленки вокруг этих частиц (стр. 168) и добавление в суспензию вспомогательных веществ (стр. 279).

Наиболее эффективными способами уменьшения удельного сопротивления осадка следует признать создание таких условий в процессе получения суспензии, которые обеспечивают образование по возможности крупных твердых частиц без коллоидных, смолистых и слизистых примесей. При этом существенную роль играет правильный выбор температуры и длительности предшествующей операции кристаллизации или скорости и порядка прибавления реагирующих веществ при образовании суспензии. Целесообразно применять по возможности чистые исходные вещества и проводить предыдущие стадии технологического процесса, если это возможно, в более мягких условиях, чтобы уменьшить вероятность появления в суспензии упомянутых примесей.

Создание надлежащих условий получения суспензии может понизить удельное сопротивление осадка, образующегося при ее разделении, в десятки и сотни раз.

Исследована модификация аморфных осадков в кристаллические по двухстадийному методу. В соответствии с этим методом сначала получается кристаллический промежуточный продукт, который затем химическим путем превращается в конечный продукт с сохранением кристаллической структуры (стр. 173).

Такая аналогия возможна между фильтрами, на несжимаемой фильтровальной перегородке которых при постоянной разности давлений образуется осадок постепенно возрастающей толщины, и теплопередающими устройствами, на твердой поверхности теплопередачи которых при постоянной разности температур получается слой твердого вещества непрерывно увеличивающейся толщины. В качестве примеров упомянутых теплопередающих устройств можно отметить выпарные аппараты, когда на их поверхности нагревания откладывается слой накипи, и ледоделательные машины, когда на их поверхности охлаждения нарастает слой льда.

Из сказанного следует, что рассматриваемая аналогия применима к периодическим процессам фильтрования и теплопередачи (в непрерывнодействующем выпарном аппарате отложение и удаление накипи представляет собой периодический процесс). Аналогия основана на идентичности закономерностей образования слоя осадка на фильтровальной перегородке при прохождении сквозь нее жидкой фазы суспензии под влиянием разности давлений и закономерностей образования слоя накипи на поверхности нагревания или слоя льда на поверхности охлаждения при прохождении через эти поверхности тепла под влиянием разности температур.

Толщина слоя осадка пропорциональна количеству профильтрованной жидкой фазы, а толщина слоя накипи или льда пропорциональна количеству переданного тепла. Сопротивление при фильтровании складывается из постоянного в данных условиях сопротивления фильтровальной перегородки и переменного сопротивления возрастающего слоя осадка; термическое сопротивление при выпаривании складывается из приблизительно постоянной суммы сопротивлений пленки кипящей жидкости, пленки конденсирующегося пара и твердой стенки и переменного сопротивления возрастающего слоя накипи; термическое сопротивление при образовании льда является приблизительно постоянной суммой сопротивлений пленки кипящего хладагента и твердой стенки и переменным сопротивлением возрастающего слоя льда.

Для процессов образования накипи [174] и получения льда [265] выведены уравнения, полностью аналогичные уравнениям фильтрования. Не исключено, что выведенные уравнения окажутся возможным использовать при аналоговом моделировании некоторых процессов фильтрования.

Указано, что основные процессы фильтрования описываются общим законом, по которому скорость процесса определяется отношением движущей силы к сопротивлению [459]. Введено понятие коэффициента фильтруемости, соответствующего коэффициентам вязкости, теплопроводности и диффузии. Дан расчет образования

фильтровальных осадков в плиточно-рамном фильтрпрессе как функции времени; этот расчет сопоставлен с расчетом образования льда на ледоделательной машине.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ФИЛЬТРОВ

В настоящее время нельзя считать, что принципы моделирования фильтров восстановлены полностью.

Некоторые вопросы моделирования рассмотрены ранее. Так, в главе I (стр. 24) пояснены понятия микро- и макро моделирования (последнее в дальнейшем называется просто моделированием). Там же отмечено, что в качестве модели целесообразно использовать небольшой фильтр, по конструкции воспроизводящий, насколько это возможно, производственный. Общие указания по моделированию и пример моделирования даны в главе IV (стр. 91).

Здесь приведены некоторые дополнительные сведения по моделированию фильтров.

Моделями производственных фильтров могут служить разнообразные по размеру устройства, начиная от простых лабораторных приборов и кончая крупными полужаводскими аппаратами. В связи с этим можно отметить общее правило, что данные, полученные на модели, тем больше соответствуют ожидаемым результатам работы производственного фильтра, чем больше размер модели. К данным, полученным на лабораторных приборах, следует относиться с осторожностью, так как нередко наблюдаются значительные расхождения между этими данными и результатами работы производственного фильтра. Наиболее надежные данные получаются, когда в качестве модели используется крупный полужаводской аппарат.

При моделировании исследуются стадии фильтрования, промывки, обезвоживания и удаления осадка. Поэтому лабораторный прибор должен быть сконструирован так, чтобы оказалось возможным получить данные по всем перечисленным стадиям процесса. Примером такого прибора может служить однолистовой лабораторный фильтр; кратко описанный ранее (стр. 317), который позволяет моделировать все стадии процесса разделения суспензии. Однако по указанной выше причине полученные на этом приборе данные целесообразно считать ориентировочными и пригодными только для приближенных расчетов.

Моделирование необходимо при выборе способа определения постоянных в уравнениях фильтрования, а также фильтровальной перегородки и фильтра. При моделировании фильтров возникает ряд сложных задач, правильно решить которые можно только на основе достаточно полных сведений о характере исследуемого процесса фильтрования, в особенности о влиянии искажающих факторов, отклоняющих течение процесса от обычных закономерностей.

Далее приведен пример влияния на моделирование непрерывно действующих фильтров такого фактора, возникновение которого обусловлено действием моделируемого фильтра, причем влияние этого фактора становится очевидным только после достаточно внимательного рассмотрения особенностей работы данного фильтра.

Отмечено [387], что при переходе от непрерывно действующего фильтра определенного размера, в частности от карусельного фильтра с поверхностью фильтрования 40 м^2 , к такому же фильтру с большей поверхностью фильтрования, например 80 м^2 , следует ожидать уменьшения средней скорости фильтрования. Сказанное объясняется тем, что возможная максимальная скорость перемещения по кругу нутчей карусельного фильтра понижается с увеличением его размера. Это приводит к возрастанию толщины осадка и уменьшению средней скорости фильтрования. Влияние указанного фактора следует в особенности учитывать при переходе от полужаводского фильтра непрерывного действия к такому же производственному фильтру.

Принципы моделирования фильтров различных конструкций подлежат дальнейшему теоретическому анализу и экспериментальной проверке.

Особо следует остановиться на *математическом моделировании* процессов фильтрования.

В настоящее время математическое моделирование находит все большее распространение в химической технике и представляет собой, по существу, расширенное и углубленное математическое описание закономерностей процессов. При этом составляется обычно довольно сложная система уравнений, которую называют математической моделью и применяют, в частности, для решения вопросов оптимизации данного процесса. Обращение с такой сложной системой уравнений оказалось возможным в результате создания вычислительных машин.

Математическому моделированию процессов фильтрования уделяется недостаточное внимание. В настоящее время затруднительно сформулировать основные положения, относящиеся к этому вопросу. Однако следует считать, что правильное применение математического моделирования к процессам фильтрования может оказаться весьма полезным.

Описаны [443] несложные математические модели для расчета на цифровых вычислительных машинах удельного сопротивления осадка и сопротивления фильтровальной перегородки, а также производительности ячейкового барабанного вакуум-фильтра с наружной поверхностью фильтрования. При этом данные для расчета удельного сопротивления осадка получались в опытах по фильтрованию чистой жидкости сквозь слои осадка различной, но постоянной в каждом опыте толщины и обрабатывались по методу наименьших квадратов; при расчете фильтра устанавливалось влияние на его производительность по фильтрату скорости

вращения барабана (операции промывки и продувки осадка не принимались во внимание).

Дана [463] математическая модель процесса фильтрования, которая описывает функциональную связь зависимых и независимых переменных для ячейкового барабанного вакуум-фильтра с наружной поверхностью фильтрования. В качестве зависимых переменных приняты количество сухого осадка и его влажность, а также количество фильтрата и содержание в нем твердой фазы. За независимые переменные приняты характеристики фильтра и свойства суспензии, которые могут быть в определенной степени изменены. Рассмотрены закономерности для расчета производительности фильтра, удельного сопротивления осадка, содержания влаги в осадке и содержания твердой фазы в фильтрате.

Для расчетов, связанных с производительностью фильтра, получено уравнение, в котором учтено количество жидкой фазы в осадке, а также падение давления в фильтровальной перегородке и каналах фильтра $k_1(V/\tau)^{k_2}$, где k_1 и k_2 — эмпирически находимые постоянные. Это уравнение имеет вид:

$$\left(\frac{V}{\tau}\right)^2 = 2S_{\text{бар}}^2 \cdot \frac{s_{\text{погр}}}{S_{\text{бар}}} \cdot \frac{\gamma_m(1-\epsilon)}{\mu r_0} \cdot \frac{1-fc}{\gamma_{\text{ж}}c} N_{\text{бар}} \left[\Delta P - k_1\left(\frac{V}{\tau}\right)^{k_2}\right] \quad (\text{XII, 1})$$

где $s_{\text{погр}}$ — поверхность фильтра, погруженная в жидкость, m^2 ;

f — влажность осадка (отношение весов жидкой и твердой фаз);

c — концентрация суспензии (отношение весов твердой и жидкой фаз).

Для суспензии измельченного кирпича в воде в исследованных условиях найдено, что $k_1 = 8,05 \cdot 10^8$ и $k_2 = 1,62$; это указывает на появление турбулентности в каналах фильтра.

Дан метод вычисления удельного сопротивления осадка, выраженного как $r_0/(1-\epsilon)$, на основе предварительных экспериментов, причем принято, что это сопротивление обратно пропорционально квадрату размера твердых частиц d (в m). Путем воздушной классификации получен ряд фракций измельченного кирпича. Поскольку эти фракции все еще отличаются недостаточно узким распределением частиц по размеру, из опытов найден характерный размер частиц фракции, наилучшим образом соответствующий упомянутой пропорциональности. Для такого характерного размера частиц найдено соотношение

$$r_0/(1-\epsilon) = 2300/d^2 \quad (\text{XII, 2})$$

В связи с тем, что удельное сопротивление осадка с увеличением содержания тонкодисперсных частиц значительно возрастает, приведено уравнение для расчета этого сопротивления применительно к осадку, состоящему из смеси двух фракций. Приняв $r_0/(1-\epsilon) = r_{\text{см}}$, такое уравнение можно написать в виде

$$r_{\text{см}} = r_1 (r_2/r_1)^{M_v/[0,85(d_2/d_1)^2+0,5]} \quad (\text{XII, 3})$$

где r_1 и r_2 — находимые по соотношению (XII, 2) удельные сопротивления осадков, состоящих из частиц грубо- и тонкодисперсной фракций;
 d_1 и d_2 — характерные размеры частиц тех же фракций;
 M_v — доля тонкодисперсных частиц в смеси.

На основе представления смеси с широким распределением частиц по размерам как суммы нескольких узких фракций, соответствующих соотношению (XII, 2), дан метод ступенчатого расчета удельного сопротивления осадка, состоящего из такой смеси частиц, с использованием распределения частиц по размерам. Расчет выполняют последовательно по уравнениям, которые легко программируются, вследствие чего расчет может быть произведен на вычислительной машине.

Дано соотношение для расчета влажности осадка при условии, что разность давлений в зоне обезвоживания $\Delta P_{\text{об}}$ больше капиллярного давления $P_{\text{кп}}$, рассчитанного на основе удельного сопротивления осадка:

$$f/f_0 = \frac{1}{3} - \frac{1}{3} \lg \left(\frac{\Delta P_{\text{об}}}{P_{\text{кп}}} - 0,99 \right) \quad (\text{XII, 4})$$

где f_0 — начальная влажность осадка (отношение весов жидкой и твердой фаз);
 $P_{\text{кп}} = k_3 2\sigma \cos \delta r$;
 k_3 — постоянная;
 δ — краевой угол смачивания.

Отмечено, что исследование содержания твердой фазы в фильтрате оказывается очень трудным из-за большого числа действующих факторов. На основании опытов по разделению водной суспензии измельченного кирпича с концентрацией 0,04 н. твердой фазы на 1 н. жидкой фазы при использовании полиамидной ткани из монофиламентных нитей получено уравнение:

$$c_{\text{ф}} = 35,5 \cdot 10^{-6} e^{-156h_{\text{ос}}} + 3,5 \cdot 10^{-6} \quad (\text{XII, 5})$$

где $c_{\text{ф}}$ — содержание твердой фазы в фильтрате (отношение весов твердой и жидкой фаз).

В рассмотренную математическую модель введены два микрофактора — пористость и размер частиц. В данном случае речь идет об общей пористости осадка, которая достаточно точно определяется, например, высушиванием. Размер полидисперсных частиц неправильной формы отличается некоторой условностью, вследствие чего математическая модель, в которую входит этот параметр, может быть с успехом применена только к исследованной системе и, как правило, не может быть распространена на другие системы без дополнительных испытаний.

ВЫБОР ФИЛЬТРОВ

Выбор фильтров тесно связан с вопросами моделирования, поскольку в процессе выбора обычно необходимо выполнять предварительные испытания на фильтрах небольшого размера. Этот

выбор также связан с выбором фильтровальной перегородки, так как в ряде случаев ее свойства могут определять особенности конструкций или даже тип фильтра.

Под выбором фильтра следует понимать более широкую операцию, включающую выбор аппарата для разделения суспензии отстаиванием или центрифугированием в поле гравитационных или центробежных сил. Поэтому при выборе фильтра надлежит одновременно решать вопрос о возможности и целесообразности применения отстойников, отстойных и фильтрующих центрифуг, центробежных сепараторов, гидроциклонов для разделения данной суспензии.

Таким образом, процедура выбора в значительной мере усложняется. Как и для фильтровальных перегородок, можно отметить, что выбор фильтра или другого аппарата для разделения суспензии является нередко компромиссом между различными требованиями, например технологическими и экономическими; в этом случае нельзя себе также представить, что будет выбран некоторый идеальный в данных условиях аппарат для разделения суспензии последовательным исключением всех менее подходящих конкурирующих конструкций.

Существуют общие указания, которые могут быть использованы для первичной ориентации в процессе выбора одного из аппаратов для разделения суспензии.

Для суспензий, которые расслаиваются достаточно быстро и дают хорошо осветленную жидкость, пригодны отстойники, причем полученная в них сгущенная суспензия может быть затем разделена на фильтре или направлена на дальнейшую переработку.

Для суспензий с небольшой разностью удельных весов твердой и жидкой фаз или небольшим размером твердых частиц отстаивание в гравитационном поле следует заменять отстаиванием в центробежном поле, используя для этого центрифуги, сепараторы, гидроциклоны с соответствующим фактором разделения.

Для суспензий, не склонных к быстрому расслаиванию и разделяющихся с помощью пористых, проницаемых для жидкости перегородок, могут быть использованы фильтры, работающие при некоторой разности давлений по обеим сторонам фильтровальной перегородки.

Для суспензий, дающих не сильно сжимаемый осадок, процесс разделения можно ускорить, заменив разность давлений центробежной силой, что достигается применением фильтрующих центрифуг.

Однако этих общих указаний недостаточно для окончательного выбора аппарата, осуществляющего разделение суспензии, поскольку в них не отражено влияние ряда факторов, обуславливающих выбор, и необходима экспериментальная проверка процесса разделения суспензии на модели предполагаемого аппарата.

Едва ли можно представить себе такую последовательность логических заключений и экспериментов на моделях, которая была

бы совершенной схемой во всех случаях выбора аппарата для разделения суспензии. Далее описывается одна из возможных схем такого выбора [382].

Предварительно необходимо собрать все имеющиеся данные о рассматриваемом процессе разделения, включая сведения о возможных конструкционных материалах и требованиях техники безопасности (в случае разделения суспензии с токсичной или огнеопасной жидкой фазой). Такая информация должна быть передана в лабораторию совместно с образцом суспензии. В некоторых случаях эта информация и результаты предварительного испытания образца суспензии могут дать опытному исследователю достаточный материал для немедленного выбора аппарата или небольшого числа конкурирующих аппаратов. Если этого не происходит, рекомендуется выполнение лабораторных исследований в следующем порядке.

Результаты седиментационных испытаний и опытов на пробирочной центрифуге укажут на возможность применения гравитационных отстойников или осадительных центрифуг в зависимости от скорости осаждения твердых частиц, концентрации их в исходной суспензии и способности осадка транспортироваться, а также требуемых влажности осадка и чистоты фильтрата. При этом, если необходимо только сгущение суспензии и чистота фильтрата не имеет значения, возможно использование гидроциклона. В некоторых случаях заслуживает внимания испытание на магнитную сепарацию твердых частиц суспензии.

Если отстаивание в гравитационном и центробежном полях не приводит к желаемому результату, надлежит перейти к исследованию фильтровационных характеристик суспензии. Прежде всего должна быть выбрана фильтровальная перегородка, обладающая достаточной термической и химической стойкостью и обеспечивающая получение фильтрата требуемой чистоты (см. главу XI). Одновременно надлежит выяснить, необходимо ли применение вспомогательного вещества, и в положительном случае установить его тип и способ использования, а также определить его количество. При этом целесообразно рассмотреть различные способы использования, поскольку стоимость хорошего вспомогательного вещества высока и расход его должен быть сведен к минимуму (см. главу X).

В случае, если в применении вспомогательного вещества нет необходимости, скорость образования осадка и целесообразность использования вакуума или давления будут определять возможность непрерывного фильтрования под вакуумом или давлением. Критерием скорости образования осадка предложено считать величину $0,5 \text{ мм} \cdot \text{мин}^{-1}$ при вакууме $8 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$. Если скорость образования осадка меньше этой величины, на основании исследования процесса разделения суспензии на лабораторном фильтре под давлением может быть сделан вывод о применимости различных фильтров, работающих под давлением, непрерывного

(барабанные) или периодического (листовые, трубчатые, патронные, плиточно-рамные) действия.

При скорости образования осадка большей, чем указанная величина, на основании исследования процесса разделения суспензии на лабораторном фильтре под вакуумом можно сделать два заключения: а) для разделения суспензии применим вращающийся барабанный вакуум-фильтр непрерывного действия; б) перед разделением на упомянутом фильтре суспензия должна быть сгущена. Вместо сгущения суспензии целесообразно испытать возможность ее разделения на различных центрифугах непрерывного и периодического действия.

После лабораторных испытаний необходимо проводить опыты на аппаратах достаточно большого размера, моделирующих по конструкции производственные аппараты. Это позволит оценить надежность результатов лабораторных испытаний и получить уточненные данные, характеризующие процесс разделения суспензии.

Исследовательская работа и приближенная оценка стоимости оборудования и эксплуатационных расходов должны выполняться совместно, чтобы технологические и экономические факторы были сопоставлены на ранней стадии выбора.

При окончательном выборе аппарата, предназначенного для разделения определенной суспензии, с учетом технологических и экономических факторов предложено использовать систему перфорированных карт и картотеку оборудования со всеми необходимыми данными для каждого аппарата.

Выбор фильтров, когда другие аппараты для разделения суспензий не рассматриваются, описан [352] в двух аспектах: различные фильтры сопоставлены с пятью основными факторами фильтрации; особенности различных фильтров отмечены для уточнения возможной области их применения.

К числу основных факторов, которые влияют на выбор фильтра, отнесены свойства суспензии, мощность производства, условия процесса, назначение фильтрации и конструктивные материалы. Один из этих факторов иногда является наиболее важным по сравнению с другими. В табл. 12 даны некоторые соотношения между свойствами суспензии и различными фильтрами (см. ниже).

Скорость образования осадка указывает на применение фильтра периодического или непрерывного действия. Принимается, что при скорости образования осадка менее $0,7 \text{ мм} \cdot \text{мин}^{-1}$ использование непрерывнодействующих фильтров нецелесообразно. Суспензии, образующие осадок с большей скоростью (до скорости образования осадка толщиной 50 мм в течение нескольких секунд), можно разделять на фильтрах непрерывного действия.

При большой мощности производства предпочтительны фильтры непрерывного действия. Для производств небольшой мощности непрерывные процессы фильтрации неэкономичны; это же можно сказать об опытных установках при условии, что на них не исследуется процесс фильтрации.

Условия процесса различным образом определяют выбор фильтра. Так, фильтрование под вакуумом может оказаться невозможным вследствие ограничений, связанных с температурой или давлением пара жидкой фазы суспензии; в таких случаях приходится использовать более дорогой фильтр, работающий под давлением, иногда со слоем вспомогательного вещества. Требования термической или химической стойкости могут определить выбор фильтровальной перегородки, которая, в свою очередь, влияет на выбор фильтра. Если суспензия имеет летучую, токсичную или огнеопасную жидкую фазу, суспензию необходимо разделять в герметичном фильтре. Непрерывность или периодичность всего технологического процесса данного производства влияет на выбор непрерывного или периодического фильтрации, хотя мощность производства обычно является более важным фактором.

Назначение фильтрации, например получение хорошо промытого осадка или по возможности полное отделение чистого фильтрата, в значительной мере влияет на выбор фильтра при непрерывном фильтровании. Это объясняется тем, что условия промывки и обезвоживания осадка неодинаковы для различных фильтров непрерывного действия. При непрерывном фильтровании приобретают значения условия выгрузки осадка, который иногда можно удалить из фильтра во взмученном состоянии.

Конструкционные материалы влияют на выбор фильтра в экономическом отношении, поскольку некоторые из них имеют высокую стоимость; изготовление фильтров из ряда материалов связано с затруднениями. В отдельных случаях вместо дорогостоящего фильтра непрерывного действия может оказаться более целесообразным простой фильтр периодического действия, изготовленный из того же материала. В последние годы в качестве конструкционных материалов находят применение пластмассы, когда температура и давление не слишком высоки.

По свойствам суспензии подразделяют на пять групп, которые включают большинство обычно встречающихся суспензий (табл. 12). Ниже дается общая характеристика каждой из этих групп.

Суспензии, которые разделяются быстро. Эти суспензии наиболее часто встречаются при обработке минералов или образуются в результате кристаллизации. Они быстро расслаиваются и при небольшой концентрации могут быть предварительно сгущены отстаиванием. Для разделения таких суспензий применяются различные барабанные вакуум-фильтры. На установках большой мощности используются вакуум-фильтры с горизонтальной фильтровальной перегородкой. На установках небольшой мощности часто находят применение нутчи периодического действия или фильтры с горизонтальными камерами. Следует отметить, что для установок большой мощности другие способы разделения суспензий (осаждение, центрифугирование) часто будут конкурировать с фильтрованием или превосходить его.

Соотношения между свойствами суспензии и различными фильтрами [352]

Характеристика суспензий	Разделяется быстро	Разделяется со средней скоростью	Разделяется медленно	Разбавленная	Очень разбавленная
Скорость образования осадка под вакуумом	см·сек ⁻¹	см·мин ⁻¹	0,1–1,0 см·мин ⁻¹	<0,1 см·мин ⁻¹	Не образует
Обычная концентрация, %	> 20	10–20	1–10	<5	<0,1
Скорость расслаивания	Очень быстро	Быстро	Медленно	Медленно	—
Скорость фильтрования, см·мин ⁻¹	> 25	1–25	0,05–0,1	0,05–10	0,05–10

Применение фильтров

Ячейковые барабанные вакуум-фильтры					
Безячейковые барабанные вакуум-фильтры					
Ячейковые барабанные вакуум-фильтры с внутренней поверхностью					
Барабанные вакуум-фильтры с внешними ячейками					
Барабанные вакуум-фильтры с верхней подачей суспензии					
Тарельчатые фильтры					
Карусельные фильтры					
Ленточные фильтры					
Дисковые фильтры					
Барабанные вакуум-фильтры с вспомогательным веществом					
Барабанные фильтры под давлением с вспомогательным веществом					
Листовые вакуум-фильтры					

Характеристика суспензий	Разделяется быстро	Разделяется со средней скоростью	Разделяется медленно	Разбавленная	Очень разбавленная
Нутчи					
Фильтры периодического действия под давлением					
плиточно-рамные фильтры-прессы					
листовые фильтры					
патронные фильтры					
фильтры с горизонтальными камерами					
краевые фильтры					

Суспензии, которые разделяются со средней скоростью. Твердые частицы этих суспензий могут поддерживаться во взвешенном состоянии посредством легкого перемешивания шпателем в лабораторном стакане. Для установок большой мощности наиболее экономичны обычно ячейковые барабанные вакуум-фильтры (иногда могут быть использованы барабанные фильтры под давлением); если предъявляются высокие требования к промывке осадка или необходимо четкое разделение фильтра и промывных вод, целесообразно применение других фильтров непрерывного действия. Для установок небольшой мощности часто используются нутчи и фильтры под давлением периодического действия; при необходимости тщательной промывки осадка может быть рекомендован плиточно-рамный фильтрпресс. Рассматриваемые суспензии можно разделять также центрифугированием.

Суспензии, которые разделяются медленно. Такие суспензии характеризуются небольшой скоростью образования осадка, которая является предельной для фильтров непрерывного действия; они легко поддерживаются во взмученном состоянии при слабом перемешивании. Для установок большой мощности наиболее целесообразно применение ячейковых барабанных вакуум-фильтров, с поверхности которых тонкий слой осадка снимается сходящей тканью, шнурами или валиками. Для установок небольшой мощности могут быть использованы нутчи или фильтры под давлением периодического действия; в данном случае часто выбирается плиточно-рамный фильтрпресс, в особенности при необходимости хорошей промывки осадка.

Разбавленные суспензии содержат твердые частицы в количестве, достаточном для образования осадка, но скорость образования осадка слишком мала для фильтров непрерывного действия; это наблюдается, когда частицы имеют небольшие размеры, причем скорость осаждения частиц незначительна. Для разделения таких суспензий иногда могут быть выбраны барабанные фильтры со слоем вспомогательного вещества, однако фильтры периодического действия предпочтительнее. Выбор фильтра зависит от мощности производства, предъявляемых к осадку требований и качества промывки, если она необходима.

Очень разбавленные суспензии разделяются наиболее трудно, причем на процесс разделения значительно влияют вязкость жидкой фазы и размер твердых частиц. Для отделения частиц размером более 5 мкм можно использовать плиточно-рамные фильтрпрессы, фильтры с горизонтальными камерами и другие фильтры периодического или непрерывного действия со слоем вспомогательного вещества в зависимости от мощности производства. Для отделения частиц размером менее 5 мкм от жидкой фазы с небольшой вязкостью обычно применяются фильтры периодического действия под давлением, работающие со слоем вспомогательного вещества; для производств большой мощности могут быть использованы фильтры непрерывного действия под вакуумом или давлением со слоем вспомогательного вещества. Для отделения частиц размером менее 5 мкм от жидкой фазы с высокой вязкостью обычно необходимы плиточно-рамные фильтрпрессы со слоем вспомогательного вещества. Специально сконструированные патронные фильтры выбираются для суспензий с очень вязкой жидкой фазой, например для расплавленных полимеров.

Некоторые особенности фильтров, имеющие значение для их выбора, отмечены при описании различных фильтров.

Рассмотрен [233] выбор фильтров периодического действия в зависимости от назначения фильтрования и возможности совмещения операции фильтрования с предыдущей и последующей стадиями технологического процесса.

Отмечено [283] возрастающее значение фильтров периодического действия, работающих под давлением, что объяснено введением в практику новых механических устройств, конструкционных материалов и технологических операций. Указано, что такие фильтры обычно рассматриваются, когда концентрация суспензии менее 10% и часто менее 1% и, следовательно, когда на фильтре непрерывного действия не может образоваться осадок достаточной толщины (3 мм не более чем за 5 мин при вакууме $6,7 \cdot 10^4$ н·м⁻²). Эти фильтры также рассматриваются, если стоимость конкурирующих фильтров непрерывного действия слишком высока или необходимо значительное давление при фильтровании.

Фильтры периодического действия, работающие под давлением, подразделены [283] на несколько основных групп: фильтрпрессы, патронные фильтры, листовые фильтры, фильтры с горизонталь-

ными камерами, краевые фильтры. Общие характеристики этих групп облегчают выбор фильтров.

Указано [383], что существенным затруднением при выборе фильтровального оборудования является наличие большого числа разнообразных фильтров. В связи с этим даны характеристики только основных типов фильтров: барабанных вакуум-фильтров, в частности работающих со слоем вспомогательного вещества; карусельных фильтров; различных периодически действующих фильтров, работающих под давлением.

Приведены [208] схема для первичной ориентации при выборе фильтров и указания для предварительного выбора фильтров, составленные применительно к отечественному фильтровальному оборудованию.

Схема выполнена на основе двух признаков процесса фильтрования — периодичности или непрерывности и взаимного расположения направлений действия силы тяжести и движения фильтрата.

Указания даны в виде сведений о назначении каждого типа фильтров; эти сведения помещены ниже.

Барабанные вакуум-фильтры общего назначения применяют при угле погружения в суспензию 130—140° для разделения суспензий с однородным размером частиц и небольшой скоростью осаждения (менее 18 мм·сек⁻¹); скорость образования осадка, частично определяемая концентрацией суспензии, — не менее 5 мм за время не более 4 мин (при угле погружения 200° не менее 4 мм за время не более 6 мин); расход промывной жидкости — не более 150% от веса осадка.

Барабанные вакуум-фильтры герметизированные используют для разделения суспензий с летучей, токсичной и огнеопасной жидкой фазой.

Барабанные вакуум-фильтры с внутренней поверхностью фильтрования применяют для разделения полидисперсных суспензий с большой скоростью осаждения твердых частиц (более 12 мм·сек⁻¹); скорость образования осадка — не менее 6 мм за время не более 3 мин; промывки осадка не требуется; осадок при обезвоживании не растрескивается.

Дисковые вакуум-фильтры предназначены для разделения суспензии с однородным размером частиц и небольшой скоростью их осаждения (менее 18 мм·сек⁻¹); скорость образования осадка — не менее 8 мм за время не более 3 мин; промывка осадка не требуется; осадок при обезвоживании не растрескивается.

Ленточные вакуум-фильтры используют для разделения полидисперсных быстрорастворяющихся суспензий; расход промывной жидкости не более 500% от веса осадка (возможна многоступенчатая промывка).

Тарельчатые вакуум-фильтры применяют для разделения быстрорастворяющихся суспензий с частицами большого размера; скорость образования осадка — 16 мм за время не более 2 мин; расход промывной жидкости — не более 200% от веса осадка.

Листовые фильтры предназначены для осветления тонкодисперсных суспензий с концентрацией твердой фазы до 1% при фильтровании через ткань или до 0,1% при фильтровании через слой вспомогательного вещества; для разделения суспензий с концентрацией твердой фазы 1—5% при необходимости промывки и обезвоживания; для разделения летучих, токсичных и окисляющихся суспензий; не рекомендуются для разделения быстрорастворяющихся суспензий и растрескивающихся при обезвоживании осадков.

Патронные фильтры (обычно работают под давлением) предназначены для осветления и сгущения суспензий.

Патронные щелевые фильтры используют для очистки масел от твердых примесей.

Фильтр-прессы применяют для осветления жидкостей; для разделения суспензий, которые дают осадок толщиной менее 5 мм за 4 мин; для разделения суспензий с высокой вязкостью жидкой фазы, что требует нагревания до 100°С; для разделения суспензий, жидкая фаза которых представляет собой раствор, близкий к состоянию насыщения. Плиточно-рамные фильтр-прессы чаще используют для разделения суспензий с большим содержанием твердой фазы и когда необходимы промывка и обезвоживание осадка. Камерные фильтр-прессы применяют большей частью для осветления жидкостей, содержащих небольшое количество твердой фазы, или для разделения суспензий с большим содержанием твердой фазы (до 60%), когда желательно получить осадок с минимальной влажностью и промывка его не требуется.

Нутчи предназначены для производств малой мощности; возможно разделение кислых, нейтральных и щелочных суспензий.

Изложен [392] ряд положений, которые могут быть использованы при предварительном выборе оборудования для разделения суспензий применительно к анилиноокрасочной промышленности, основываясь на отечественных типах фильтров и центрифуг. В этой связи рассмотрены барабанные, ленточные, листовые и патронные фильтры, автоматизированный фильтр-пресс с горизонтальными камерами, нутчи с мешалками и центрифуги.

Приведены [464] указания по выбору фильтрующих центрифуг и фильтров в зависимости от свойств разделяемых суспензий и требований, предъявляемых к осадку и фильтрату. Описаны схемы совместного использования указанного оборудования.

ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ СУСПЕНЗИЙ НА ФИЛЬТРАХ

Приведенные ниже примеры нельзя рассматривать как попытку дать общую методику расчета фильтров. Они лишь поясняют способы применения закономерностей для некоторых частных случаев расчета фильтров.

Во всех расчетах принято, что влиянием осаждения твердых частиц суспензии под действием силы тяжести можно пренебречь.

1. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПРОЦЕССА ФИЛЬТРОВАНИЯ ПРИ ПОСТОЯННОЙ СКОРОСТИ И ПОСТОЯННОЙ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ НА НУТЧЕ В ОТСУТСТВИИ СТАДИЙ ПРОМЫВКИ И ОБЕЗВОЖИВАНИЯ ОСАДКА *

Суспензия бикарбоната натрия в воде при 20°С (при этой температуре вязкость воды $\mu = 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$) разделяется фильтрованием под вакуумом на периодически действующем нутче с поверхностью $S = 1 \text{ м}^2$. Фильтрование производят сначала с постоянной скоростью, а затем при постоянной разности давлений. Наибольшая достижимая разность давлений $\Delta P = 80\,000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$, а наибольшая допустимая толщина слоя осадка $h_{oc} = 0,2 \text{ м}$. Постоянная производительность нутча по фильтрату в период фильтрования с постоянной скоростью принята $0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \cdot \text{сек}^{-1}$. Полученный осадок можно считать несжимаемым. Кроме того, известно, что $x_0 = 0,1$, $r_0 = 2 \cdot 10^{12} \text{ м}^{-2}$ и $R_{ф.н} = 10^{10} \text{ м}^{-1}$. Требуется определить общую продолжительность обеих стадий фильтрования, а также объемы собранного фильтрата и разделенной суспензии.

Первый способ решения

Фильтрование с постоянной скоростью производят при одновременном увеличении разности давлений и толщины слоя осадка в соответствии с уравнением (II, 9). Фильтрование при постоянной разности давлений осуществляют при одновременном уменьшении скорости и увеличении толщины слоя осадка в соответствии с уравнением (II, 6), причем в качестве величины $R_{ф.н}$ в данном случае следует принимать сумму сопротивлений R фильтровальной перегородки и слоя осадка, образовавшегося во время фильтрования с постоянной скоростью. В дальнейшем знак ' обозначает величины, относящиеся к первой стадии фильтрования, а знак '' — ко второй.

1. Постоянная скорость фильтрования определяется по уравнению (II, 8) с учетом, что $V'/\tau' = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \cdot \text{сек}^{-1}$:

$$W = \frac{0,5 \cdot 10^{-3}}{1} = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

* В примерах I, II и III выбран самый простой по конструкции фильтр (периодически действующий нутч с поверхностью фильтрования 1 м^2), чтобы избежать влияния конструктивных особенностей фильтра и в наиболее наглядном виде пояснить различные закономерности фильтрования с образованием осадка.

2. Продолжительность фильтрования при постоянной скорости находим из уравнения (II, 9), принимая во внимание, что наибольшее значение $\Delta P = 80\,000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$:

$$\tau' = \frac{80\,000 - 10^{-3} \cdot 10^{10} \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}}{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1 (0,5 \cdot 10^{-3})^2} = 1500 \text{ сек}$$

3. Объем фильтрата, полученного за время фильтрования при постоянной скорости, можно вычислить из уравнения (II, 8):

$$V' = 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 1500 \cdot 1 = 0,75 \text{ м}^3$$

4. Сопротивление слоя осадка, полученного за время фильтрования при постоянной скорости, определяется по уравнению (II, 4):

$$R'_{oc} = 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1 \frac{0,75}{1} = 15 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$$

5. Сумма сопротивлений в процессе фильтрования при постоянной разности давлений составит:

$$R = R_{ф.п} + R'_{oc} = 1 \cdot 10^{10} + 15 \cdot 10^{10} = 16 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-1}$$

6. Толщина слоя осадка, полученного в процессе фильтрования с постоянной скоростью, равна:

$$h'_{oc} = \frac{x_0 V'}{S} = \frac{0,1 \cdot 0,75}{1} = 0,075 \text{ м}$$

За время фильтрования при постоянной разности давлений толщина слоя осадка возрастает на

$$h''_{oc} = h_{oc} - h'_{oc} = 0,2 - 0,075 = 0,125 \text{ м}$$

7. Объем фильтрата, полученного в процессе фильтрования при постоянной разности давлений, составит:

$$V'' = \frac{h''_{oc} S}{x_0} = \frac{0,125 \cdot 1}{0,1} = 1,25 \text{ м}^3$$

8. Продолжительность фильтрования при постоянной разности давлений находим из уравнения (II, 6), заменяя величину $R_{ф.п}$ суммой сопротивлений R :

$$\tau'' = \frac{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1 (1,25)^2}{2 \cdot 80\,000 \cdot 1^2} + \frac{10^{-3} \cdot 16 \cdot 10^{10} \cdot 1,25}{80\,000 \cdot 1} = 4453 \text{ сек}$$

9. Общую продолжительность фильтрования вычисляем из равенства:

$$\tau = \tau' + \tau'' = 1500 + 4453 = 5953 \text{ сек}$$

10. Объем собранного фильтрата составит:

$$V = V' + V'' = 0,75 + 1,25 = 2 \text{ м}^3$$

11. Объем осадка определяем по уравнению:

$$V_{oc} = h_{oc} S = 0,2 \cdot 1 = 0,2 \text{ м}^3$$

12. Объем разделенной суспензии равен сумме объема фильтрата и объема осадка:

$$V_c = V + V_{oc} = 2,0 + 0,2 = 2,2 \text{ м}^3$$

Величину V_c можно вычислить также из уравнений (II, 69) и (II, 70). Например, из уравнения (II, 69) следует:

$$V_c = 2,0 (1 + 0,1) = 2,2 \text{ м}^3$$

Второй способ решения

Расчет можно выполнить, пользуясь уравнением для фильтрования при постоянной разности давлений, в которое подставляется значение $\Delta P_{э.кв.}$, определяемое по уравнению (II, 19). Как будет видно из дальнейшего, для вычисления $\Delta P_{э.кв.}$ необходимо знать величины τ' , которую можно найти из уравнения (II, 9), и τ'' , которая принимается на основании предварительных соображений. После нахождения общего объема фильтрата V правильность принятой величины τ'' проверяют путем вычисления толщины слоя образовавшегося осадка, которая не должна быть слишком малой или превышать наибольшую допустимую величину. В случае необходимости расчет следует повторить, исходя из нового значения τ'' .

1. Продолжительность фильтрования при постоянной скорости (уже была вычислена ранее: $\tau' = 1500 \text{ сек}$).

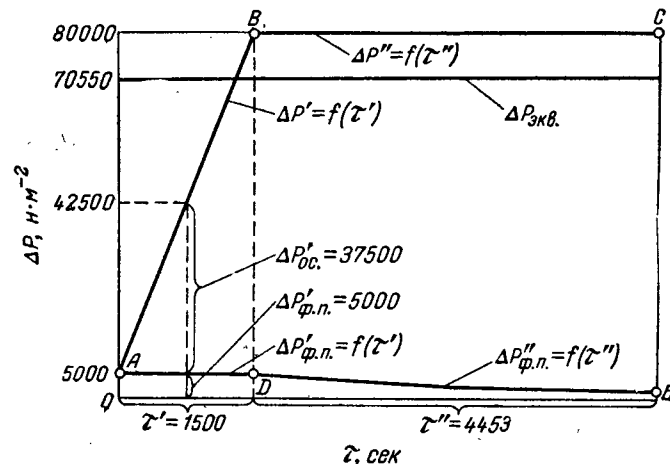


Рис. XIII-1. График к примеру расчета нутча при постоянных скорости процесса и разности давлений.

2. Продолжительность фильтрования при постоянной разности давлений τ'' для более наглядного сопоставления с результатами, полученными при решении задачи по первому способу, принимаем равной 4453 сек, что должно соответствовать наибольшей допустимой толщине слоя осадка.

3. Построим график в координатах $\tau - \Delta P$ (рис. XIII-1).

На оси абсцисс откладываем отрезки, соответствующие значениям τ' и τ'' . Разность давлений в начале фильтрования при постоянной скорости находим по уравнению (II, 43):

$$\Delta P'_{ф.п} = 10^{-3} \cdot 10^{10} \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} = 5000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$$

На оси ординат ($\tau = 0$) откладываем значение $\Delta P'_{ф.п} = 5000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$, соответствующее началу фильтрования при постоянной скорости (точка A). Окончание фильтрования с постоянной скоростью и начало фильтрования при постоянной разности давлений определяются точкой B с координатами $\tau = \tau' = 1500 \text{ сек}$ и $\Delta P' = 80\,000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$; окончание фильтрования при постоянной разности давлений характеризуется точкой C с координатами $\tau = \tau' + \tau'' = 5953 \text{ сек}$ и $\Delta P'' = 80\,000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$.

Так как изменение разности давлений при фильтровании с постоянной скоростью происходит по закону прямой линии, то на графике рис. XIII-1 функция

$\Delta P' = f(\tau')$ изображается прямой AB . Для процесса фильтрования при постоянной разности давлений функция $\Delta P'' = f(\tau'')$ изобразится прямой BC .

4. Среднюю эквивалентную разность давлений за весь процесс фильтрования ввиду простоты функциональных зависимостей $\Delta P' = f(\tau')$ и $\Delta P'' = f(\tau'')$ нет необходимости находить графическим интегрированием по уравнению (II, 19). На основании простейших геометрических соображений можно написать:

$$\Delta P_{\text{экр}} = \frac{0,5 (\Delta P'_{\text{ф.п}} + \Delta P') \tau' + \Delta P'' \tau''}{\tau' + \tau''} = \frac{0,5 (5000 + 80\,000) 1500 + 80\,000 \cdot 4453}{1500 + 4453} = 70\,550 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$$

5. Объем фильтрата, собранного за весь процесс фильтрования, определяем, подставляя в уравнение (II, 6) значения $\Delta P_{\text{экр}}$ вместо ΔP и сумму $\tau' + \tau''$ вместо τ ; решая это уравнение относительно V , получим:

$$V = -\frac{R_{\text{ф.п}} S}{r_0 x_0} + \sqrt{\left(\frac{R_{\text{ф.п}} S}{r_0 x_0}\right)^2 + 2 \frac{\Delta P_{\text{экр}} S^2}{\mu r_0 x_0} (\tau' + \tau'')} = -\frac{10^{10} \cdot 1}{2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1} + \sqrt{\left(\frac{10^{10} \cdot 1}{2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1}\right)^2 + 2 \frac{70550 \cdot 1^2}{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1} (1500 + 4453)} = 2 \text{ м}^3$$

6. Высота слоя образовавшегося осадка равна:

$$h_{\text{ос}} = \frac{x_0 V}{S} = \frac{0,1 \cdot 2}{1} = 0,2 \text{ м}$$

что соответствует наибольшей допустимой величине.

7. Объем суспензии, разделенной в процессе фильтрования, уже определен ранее и составляет: $V_c = 2,2 \text{ м}^3$.

Построение графика распределения давлений

На рис. XIII-1 построен график распределения давлений в осадке и фильтровальной перегородке во время обеих стадий фильтрования, что позволит оценить изменение относительной величины сопротивления фильтровальной перегородки в течение всего процесса.

1. Значения A и B определяем следующим образом. Из уравнения (II, 41) находим:

$$A = \frac{2 \cdot 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1 \cdot 80\,000}{10^{-3} (10^{10})^2} = 0,32$$

По уравнению (II, 45) получим:

$$B = 10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1 (0,5 \cdot 10^{-3})^2 = 50$$

2. Вид функции $\Delta P'_{\text{ф.п}} = f(\tau')$ определяется на основании того, что падение давления в фильтровальной перегородке за время фильтрования при постоянной скорости постоянно и равно падению давления в начальный момент процесса; эта величина была вычислена ранее: $\Delta P'_{\text{ф.п}} = 5000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$. Поэтому функция $\Delta P'_{\text{ф.п}} = f(\tau')$ изображена на рис. XIII-1 прямой AD .

3. Вид функции $\Delta P''_{\text{ф.п}} = f(\tau'')$ определяется уравнением (II, 40), которое, однако, применимо только для фильтрования при постоянной разности давлений, тогда как первая стадия процесса, согласно заданным условиям, протекала с постоянной скоростью. Поэтому следует определить эквивалентное время фильтрования $\tau''_{\text{экр}}$ при постоянной разности давлений, в течение которого образуется слой осадка такой же толщины, и, следовательно, будет собран фильтрат в та-

ком же объеме, как и при фильтровании с постоянной скоростью за время $\tau' = 1500 \text{ сек}$. Вычисленное таким образом значение $\tau''_{\text{экр}}$ следует принять за начальный момент фильтрования при постоянной разности давлений. Для вычисления эквивалентного времени фильтрования следует принять во внимание, что во время фильтрования с постоянной скоростью было получено фильтрата $V' = 0,75 \text{ м}^3$. Для получения того же объема фильтрата при постоянной разности давлений, как следует из уравнения (II, 6), потребовалось бы время:

$$\tau''_{\text{экр}} = \frac{\mu r_0 x_0}{2 \Delta P S^2} (V')^2 + \frac{\mu R_{\text{ф.п}}}{\Delta P S} V' = \frac{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1}{2 \cdot 80\,000 \cdot 1^2} (0,75)^2 + \frac{10^{-3} \cdot 10^{10}}{80\,000 \cdot 1} 0,75 = 797 \text{ сек}$$

Теперь можно вычислить несколько значений $\Delta P''_{\text{ф.п}}$, подставляя в уравнение (II, 40) ряд значений τ в пределах от $\tau''_{\text{экр}} = 797$ до $\tau = \tau''_{\text{экр}} + \tau' = 797 + 4453 = 5250 \text{ сек}$. Результаты такого вычисления приведены ниже:

$\tau, \text{сек}$	797	2000	3000	4000	5000
$\Delta P''_{\text{ф.п}}, \text{н} \cdot \text{м}^{-2}$	5000	3160	2580	2230	2000
$\tau'' = \tau - \tau''_{\text{экр}}, \text{сек}$	0	1203	2203	3203	4203

Здесь же даны значения $\tau'' = \tau - \tau''_{\text{экр}}$, необходимые для построения (см. рис. XIII-1) кривой $\Delta P''_{\text{ф.п}} = f(\tau'')$. Очевидно, что при построении этой кривой абсцисса $\tau'' = 0$ должна совпадать с точкой, соответствующей окончанию фильтрования с постоянной скоростью процесса и началу фильтрования при постоянной разности давлений. Уравнение (II, 40) и вид кривой $\Delta P''_{\text{ф.п}} = f(\tau'')$ показывают, что падение давления в фильтровальной перегородке по мере возрастания продолжительности фильтрования при постоянной разности давлений постоянно уменьшается, асимптотически приближаясь к нулю.

4. Вид функций $\Delta P'_{\text{ос}} = f(\tau')$ и $\Delta P''_{\text{ос}} = f(\tau'')$ может быть установлен путем вычисления ряда значений $\Delta P'_{\text{ос}}$ и $\Delta P''_{\text{ос}}$ по уравнениям (II, 42) и (II, 44); при нанесении полученных значений в качестве ординат на график (см. рис. XIII-1) принимаем за нулевые значения ординат прямую $\Delta P'_{\text{ф.п}} = f(\tau')$ и кривую $\Delta P''_{\text{ф.п}} = f(\tau'')$. Учитывая уравнение (II, 37), можно заранее сказать, что нанесенные таким образом ординаты будут располагаться на прямых, выражающих зависимости $\Delta P' = f(\tau')$ и $\Delta P'' = f(\tau'')$.

5. Отношение величин падения давления в фильтровальной перегородке и в слое осадка для любого момента фильтрования можно вычислить или определить графически по рис. XIII-1. Так, например, в середине первой стадии, т. е. при $\tau' = 1500 : 2 = 750 \text{ сек}$, величина $\Delta P'_{\text{ос}}$, как следует из уравнения (II, 44), равна:

$$\Delta P'_{\text{ос}} = B \tau' = 50 \cdot 750 = 37\,500 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$$

Поскольку $\Delta P'_{\text{ф.п}} = 5000 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$, получим:

$$\frac{\Delta P'_{\text{ф.п}}}{\Delta P'_{\text{ос}}} = \frac{5000}{37\,500} = 0,133$$

В дальнейшем указанное отношение уменьшается и к концу второй стадии фильтрования становится равным 0,026.

II. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПРОЦЕССА ФИЛЬТРОВАНИЯ ПРИ ПОСТОЯННОЙ СКОРОСТИ И ПОСТОЯННОЙ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ НА НУТЧЕ В ОТСУТСТВИЕ СТАДИЙ ПРОМЫВКИ И ОБЕЗВОЖИВАНИЯ ОСАДКА И В УСЛОВИЯХ НАИБОЛЬШЕЙ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ

Применительно к условиям предыдущего примера, приняв продолжительность вспомогательных операций $\tau_{всп} = 1800$ сек, определить общую продолжительность стадии фильтрации при постоянной скорости процесса и постоянной разности давлений, а также толщину осадка и объем фильтра.

Решение

1. Находим величину b , входящую в уравнение (VIII, 26г):

$$b = \frac{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1}{2 \cdot 80\,000} = 1250 \text{ сек} \cdot \text{м}^{-2}$$

2. Объем фильтра, получаемого при постоянной скорости, определяется заранее заданными наибольшей разностью давлений и постоянной скоростью фильтрации. Этот объем для всей поверхности нутча найдем при решении преды-

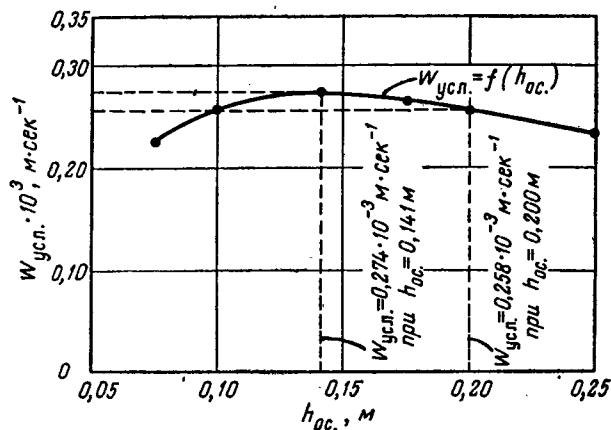


Рис. XIII-2. График к примеру расчета нутча при постоянных скорости процесса и разности давлений в условиях наибольшей производительности.

дущего примера и составляет $V' = 0,75$ м³. Поскольку в данном случае поверхность нутча $S = 1$ м², рассматриваемый объем фильтра, отнесенный к 1 м² поверхности фильтрации, составит:

$$q_1 = \frac{V'}{S} = \frac{0,75}{1} = 0,75 \text{ м}$$

3. Общий объем фильтра находим из уравнения (VIII, 26г), приняв в нем $N = 0$, так как стадия промывки осадка отсутствует:

$$q = \sqrt{\frac{1800 + 1250 (0,75)^2}{1250}} = 1,41 \text{ м}$$

4. Толщину осадка вычисляем из известного соотношения:

$$h_{ос} = x_o q = 0,1 \cdot 1,41 = 0,141 \text{ м}$$

5. Продолжительность фильтрации при постоянной скорости устанавливаем из уравнения (VIII, 26а):

$$\tau_1 = \frac{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1 (0,75)^2 + 10^{-3} \cdot 10^{10} \cdot 0,75}{80\,000} \approx 1500 \text{ сек}$$

6. Продолжительность фильтрации при постоянной разности давлений получаем из уравнения (VIII, 26б):

$$\tau_2 = \frac{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1 (1,41 - 0,75)^2}{2 \cdot 80\,000} + \frac{10^{-3} (10^{10} + 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1 \cdot 0,75) (1,41 - 0,75)}{80\,000} \approx 1860 \text{ сек}$$

7. Общая продолжительность фильтрации составит:

$$\tau = 1500 + 1860 = 3360 \text{ сек}$$

Для рассматриваемого процесса в координатах $h_{ос} - W_{усл}$ (рис. XIII-2) построим график с использованием уравнения (VIII, 20), в котором заменим соответствующие одно другому значения $\tau_{осн}$ на τ и q на $h_{ос}/x_o$. Из этого графика видно, что максимальное значение $W_{усл}$ при $h_{ос} = 0,141$ м равно $0,274 \cdot 10^{-3}$ м·сек⁻¹, а величина $W_{усл}$ при $h_{ос} = 0,2$ м (см. предыдущий пример) составляет $0,258 \cdot 10^{-3}$ м·сек⁻¹, т. е. меньше всего на 6%, хотя толщина осадка больше на 42%. Это объясняется тем, что кривая вправо от максимума имеет небольшой наклон.

III. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ ФИЛЬТРОВАНИЯ, ПРОМЫВКИ И ОБЕЗВОЖИВАНИЯ ПРИ ПОСТОЯННОЙ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ НА НУТЧЕ В УСЛОВИЯХ ЕГО НАИБОЛЬШЕЙ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ

Периодически действующий нутч с поверхностью фильтрации $S = 1$ м² работает в следующих условиях:

Вязкость фильтра и промывной жидкости μ , н·сек·м ⁻²	10^{-3}
Вязкость воздуха $\mu_{воз}$, н·сек·м ⁻²	$1,83 \cdot 10^{-5}$
Поверхностное натяжение промывной жидкости σ , н·м ⁻¹	0,04
Удельное сопротивление осадка γ_o , м ⁻²	$2 \cdot 10^{12}$
Отношение объема осадка к объему фильтра x_o	0,1
Разность давлений ΔP , н·м ⁻²	40 000
Пористость осадка ε	0,45
Отношение весов G/G_o растворенного вещества, извлеченного промывной жидкостью, к находившемуся в осадке до промывки	0,98
Остаточное насыщение осадка влагой m_o (ориентировочно, с учетом значительного удельного сопротивления осадка)	0,5
Эффективное насыщение осадка влагой в конце продувки m_a	0,1
Показатель степени y в уравнениях обезвоживания	2,5
Продолжительность вспомогательных операций $\tau_{всп}$, мин	30
Наибольшая допустимая толщина слоя осадка $h_{ос}$, м	0,05

Принимаем, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь.

Требуется определить продолжительность стадий фильтрования, промывки и обезвоживания, а также толщину слоя осадка, объемы фильтрата, промывной жидкости и продуваемого воздуха.

Решение

1. Постоянную D в уравнении (VIII, 9) определяем следующим образом. Из уравнения (VIII, 2) находим:

$$A = \frac{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{12} \cdot 0,1}{40\,000} = 5 \cdot 10^3$$

из уравнения (VIII, 4):

$$B = \frac{0,25 \cdot 0,45 \cdot 0,1}{1 - 0,98} = 0,56$$

из уравнения (VIII, 7):

$$C = \left[\frac{(1 - 0,5)^2 + 1}{2} \right] \frac{0,1^{1-2,5} - 1}{2,5 - 1} \cdot 0,45 \cdot 0,1 = 0,575$$

Затем из уравнения (VIII, 10) определяем:

$$D = 5 \cdot 10^3 [0,5 + (0,56)^2 + 0,575] = 6945$$

2. Объем фильтрата находим по уравнению (VIII, 9) при $\tau_{осн} = \tau_{всп}$ (что соответствует наибольшей производительности фильтра):

$$q = \sqrt{\frac{30 \cdot 60}{6945}} = 0,51 \text{ м}$$

3. Толщина слоя осадка составит:

$$h_{ос} = x_o q = 0,1 \cdot 0,51 = 0,051 \text{ м}$$

что совпадает с заданным наибольшим значением этой величины.

4. Продолжительность операции фильтрования вычисляем по уравнению (VIII, 1):

$$\tau = 0,5 \cdot 5 \cdot 10^3 (0,51)^2 = 650 \text{ сек}$$

5. Объем промывной жидкости, как следует из уравнения (VIII, 3), составит:

$$q_{п.ж} = 0,56 \cdot 0,51 = 0,286 \text{ м}$$

6. Продолжительность операции промывки определяем по уравнению (VIII, 5):

$$\tau_{п} = 5 \cdot 10^3 (0,56)^2 (0,51)^2 = 410 \text{ сек}$$

7. Продолжительность операции продувки находим из уравнения (VIII, 6):

$$\tau_{об} = 5 \cdot 10^3 \cdot 0,575 (0,51)^2 = 745 \text{ сек}$$

Нетрудно убедиться, что общая продолжительность операций фильтрования, промывки и продувки в пределах погрешности расчета совпадает с продолжительностью вспомогательных операций.

8. Объем продуваемого воздуха вычисляем следующим образом. Из уравнения (VII, 13) получим:

$$C_{об} = \frac{0,45 \cdot 10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^{12} (0,051)^2}{40\,000} = 58,5 \text{ сек}$$

Отношение $\tau_{об}/C_{об} = 745 : 58,5 = 12,7$. Из рис. VII-7 (при $m_o = 0,5$ в $\tau_{об}/C_{об} = 12,7$) следует, что $V_{воз}/C_{воз} = 8,0$.

По уравнению (VII, 17) находим:

$$C_{воз} = 0,45 \cdot 0,051 \frac{10^{-3}}{1,83 \cdot 10^{-5}} = 1,25 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

Отсюда объем продуваемого воздуха

$$V_{воз} = 8,0 \cdot 1,25 = 10,0 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

Поскольку величина $\tau_o > 10^{11} \text{ м}^2$, то вводить поправку на турбулентность не требуется.

9. Проверим принятое значение величины остаточного насыщения m_o . Из уравнения (VII, 5) получим:

$$K_p = \frac{40\,000}{2 \cdot 10^{12} \cdot 0,051 \cdot 0,04} = 9,8 \cdot 10^{-6}$$

Отсюда по уравнению (VII, 4) находим:

$$m_o = 0,025 (9,8 \cdot 10^{-6})^{-0,264} = 0,55$$

что удовлетворительно согласуется с принятым значением.

Интересно оценить уменьшение средней производительности нутча в единицу времени за весь цикл его работы, если общая продолжительность операций фильтрования, промывки и продувки будет изменяться от нуля до величины, в несколько раз превышающей эту продолжительность при наибольшей производительности нутча.

Для этого по уравнению (VIII, 11) следует построить кривую в координатах $\tau_{осн} - W_{усл}$ (рис. XIII-3).

Указанная кривая имеет небольшой наклон вправо от максимума. Это значит, что даже довольно большое возрастание продолжительности основных операций по сравнению с $\tau_{осн} = \tau_{всп}$ (уравнение VIII, 13) не приведет к существенному уменьшению производительности нутча. Так, при увеличении $\tau_{осн}$ от 1800 до 9000 сек, т. е. в 5 раз, производительность нутча уменьшится с $1,42 \cdot 10^{-4}$ до $1,05 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1}$, или в 1,35 раза.

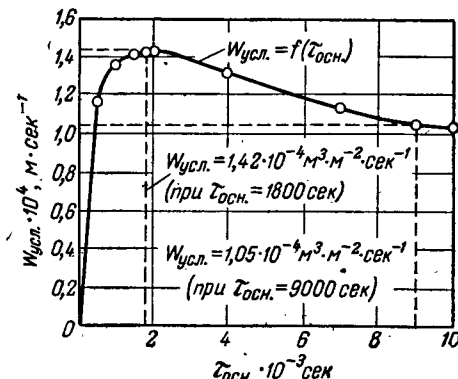


Рис. XIII-3. График к примеру расчета нутча при наличии стадий промывки и обезвоживания осадка в условиях наибольшей производительности.

IV. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ ФИЛЬТРОВАНИЯ И ПРОМЫВКИ ПРИ ПОСТОЯННОЙ СКОРОСТИ НА РАМНОМ ФИЛЬТРПРЕССЕ В УСЛОВИЯХ ЕГО НАИБОЛЬШЕЙ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ

Фильтрпресс с гидравлическим приводом имеет 50 рам с внутренним размером $1000 \times 1000 \text{ мм}$ [16] и работает в следующих условиях:

Вязкость фильтрата μ , н · сек · м ⁻²	$2 \cdot 10^{-3}$
Вязкость промывной жидкости $\mu_{п.ж}$, н · сек · м ⁻²	$1 \cdot 10^{-3}$
Удельное объемное сопротивление осадка τ_o , м ²	$5 \cdot 10^{13}$
Отношение объема осадка к объему фильтрата x_o	0,0333
Допустимая разность давлений ΔP , н · м ⁻²	$4 \cdot 10^5$

Пористость осадка ε	0,55
Отношение весов G/G_0 растворенного вещества, извлеченного промывной жидкостью, к находящемуся в осадке до промывки	0,98
Продолжительность вспомогательных операций $\tau_{всп}$, мин	30

Осадок можно считать несжимаемым; сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь; промывная жидкость проходит в рамках через весь слой осадка в одном направлении; осадок в рамках не обезвоживается. Требуется определить: скорости фильтрации и промывки в условиях наибольшей производительности фильтпресса, продолжительности стадий фильтрации и промывки, производительность фильтпресса, расход промывной жидкости, толщину осадка. Кроме того, надо подобрать толщину рам.

Вывод расчетных уравнений

Поскольку для данного случая в предшествующем тексте нет готовых расчетных уравнений, то решение примера следует начать с вывода этих уравнений.

1. Соотношение между скоростями фильтрации и промывки определим следующим образом. Обозначим величину $\mu_{п.ж}/\mu$ через K_B и отметим, что отношение толщины слоя осадка в стадии промывки к толщине слоя осадка в конце стадии фильтрации равно 2. Учитывая, что при прочих равных условиях скорость движения жидкости через осадок обратно пропорциональна вязкости жидкости и толщине слоя осадка, найдем, что для поддержания в стадии промывки наибольшей допустимой разности давлений, достигнутой в конце стадии фильтрации, необходимо соблюдение следующего равенства:

$$W_{п} = \frac{W}{2K_B} \quad (\text{XIII, 1})$$

2. Толщину слоя осадка в конце стадий фильтрации получим из уравнения:

$$h_{ос} = x_0 \frac{V}{S} \quad (\text{XIII, 2})$$

3. Толщина слоя осадка в стадии промывки определяется из соотношения:

$$h_{ос.п} = 2x_0 \frac{V}{S} \quad (\text{XIII, 3})$$

4. Объем получаемого фильтрата можно вычислить, если в уравнении фильтрации с постоянной скоростью (II, 7) принять величину $R_{ф.п} = 0$, заменить отношение $V/\tau S$ на W и решить уравнение относительно V :

$$V = \frac{S}{AW} \quad (\text{XIII, 4})$$

где величина A определяется уравнением (VIII, 2).

5. Продолжительность стадий фильтрации можно определить, если принять в уравнении (II, 9) $R_{ф.п} = 0$ и решить его относительно τ :

$$\tau = \frac{1}{AW^2} \quad (\text{XIII, 5})$$

6. Объем промывной жидкости находим следующим образом. При $V_{ос} = x_0 V$ объем фильтрата, находящегося в порах осадка до промывки, $V_0 = \varepsilon x_0 V$. Отсюда получим уравнение, аналогичное уравнению (VIII, 3):

$$V_{п.ж} = BV \quad (\text{XIII, 6})$$

где величина V определяется из уравнения (VIII, 4).

7. Продолжительность стадии промывки можно определить при помощи уравнения (II, 11), дающего зависимость между объемом и временем при фильтровании чистой жидкости через слой заранее полученного осадка. Заменяя в этом уравнении V на $V_{п.ж}$, S на $0,5S$, μ на $\mu_{п.ж}$, $h_{ос}$ на $h_{ос.п} = 2x_0 V/S$, τ на $\tau_{п}$ и приняв $R_{ф.п} = 0$, получим:

$$\tau_{п} = \frac{4\mu_{п.ж} r_0 x_0 V V_{п.ж}}{\Delta P S^2}$$

С учетом уравнений (VIII, 2) и (XIII, 6), а также принимая во внимание, что $\mu_{п.ж} = K_B \mu$, найдем:

$$\tau_{п} = 4K_B AB \frac{V^2}{S^2}$$

Подставив в последнее уравнение значение V из уравнения (XIII, 4), окончательно получим:

$$\tau_{п} = \frac{4K_B B}{AW^2} \quad (\text{XIII, 7})$$

8. Продолжительность основных стадий составит:

$$\tau_{осн} = \tau + \tau_{п} = \frac{1 + 4K_B B}{A} \cdot \frac{1}{W^2} \quad (\text{XIII, 8})$$

9. Условную среднюю скорость фильтрации или среднюю производительность фильтпресса в единицу времени за весь цикл его работы найдем, подставляя в уравнение (VIII, 20) значение $\tau_{осн}$ из уравнения (XIII, 8) и заменяя величину q на значение V из уравнения (XIII, 4):

$$W_{усл} = \frac{SW}{1 + 4K_B B + A\tau_{всп} W^2} \quad (\text{XIII, 9})$$

В отличие от предыдущего в уравнении (XIII, 9), а также приведенном ниже уравнении (XIII, 15) величина $W_{усл}$ выражена не в $\text{м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1}$, а в $\text{м}^3 \cdot \text{сек}^{-1}$, поскольку в данном примере расчет ведется на общую поверхность фильтрации, а не на 1 м^2 этой поверхности.

10. Скорость фильтрации (в течение стадии фильтрации), соответствующую наибольшей средней производительности фильтпресса в единицу времени за весь цикл его работы, получим, дифференцируя уравнение (XIII, 9) и приравняв нулю первую производную:

$$W = \sqrt{\frac{1 + 4K_B B}{A\tau_{всп}}} \quad (\text{XIII, 10})$$

Нетрудно видеть, что если в уравнении (VIII, 25) принять $R_{ф.п} = 0$, а в уравнении (XIII, 10) — величину $B = 0$ (когда стадия промывки отсутствует), то оба эти уравнения становятся тождественными.

11. Продолжительность стадии фильтрации, соответствующую наибольшей средней производительности фильтпресса, найдем из уравнений (XIII, 5) и (XIII, 10):

$$\tau = \frac{\tau_{всп}}{1 + 4K_B B} \quad (\text{XIII, 11})$$

При $B = 0$ это уравнение становится тождественным уравнению (VIII, 26), если в последнем принять $R_{ф.п} = 0$.

12. Объем получаемого фильтрата, соответствующий наибольшей средней производительности фильтпресса, получим из уравнений (XIII, 10) и (XIII, 11):

$$V = SW\tau = S \sqrt{\frac{\tau_{всп}}{A(1 + 4K_B B)}} \quad (\text{XIII, 12})$$

13. Продолжительность стадии промывки, соответствующая наибольшей средней производительности, как следует из уравнений (XIII, 7) и (XIII, 10), составит:

$$\tau_{\text{п}} = \frac{4K_{\text{в}}B\tau_{\text{всп}}}{1 + 4K_{\text{в}}B} \quad (\text{XIII, 13})$$

Следует отметить, что при сложении уравнений (XIII, 11) и (XIII, 13) получается равенство $\tau + \tau_{\text{п}} = \tau_{\text{осн}} + \tau_{\text{всп}}$; это типичная закономерность в подобных расчетах при $R_{\text{ф.п}} = 0$.

14. Объем промывной жидкости, соответствующий наибольшей средней производительности фильтрпресса, определим из уравнений (XIII, 6) и (XIII, 12):

$$V_{\text{п. ж}} = BV = BS \sqrt{\frac{\tau_{\text{всп}}}{A(1 + 4K_{\text{в}}B)}} \quad (\text{XIII, 14})$$

Решение

1. Определим постоянные $K_{\text{в}}$, A и B :

$$K_{\text{в}} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 10^{-3}} = 0,5$$

По уравнению (VIII, 2) находим:

$$A = \frac{2 \cdot 10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{13} \cdot 0,0333}{4 \cdot 10^5} = 8,32 \cdot 10^3$$

Из уравнения (VIII, 4) следует:

$$B = \frac{0,25 \cdot 0,55 \cdot 0,0333}{1 - 0,98} = 0,229$$

2. Скорость фильтрования получим из уравнения (XIII, 10):

$$W = \sqrt{\frac{1 + 4 \cdot 0,5 \cdot 0,229}{8,32 \cdot 10^3 \cdot 1800}} = 0,000312 \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

3. Скорость промывки определяем по уравнению (XIII, 1):

$$W_{\text{п}} = \frac{0,000312}{2 \cdot 0,5} = 0,000312 \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

4. Продолжительность стадии фильтрования находим по уравнению (XIII, 11):

$$\tau = \frac{1800}{1 + 4 \cdot 0,5 \cdot 0,229} = 1235 \text{ сек} \approx 20,5 \text{ мин}$$

5. Продолжительность стадии промывки, как следует из уравнения (XIII, 13), равна:

$$\tau_{\text{п}} = \frac{4 \cdot 0,5 \cdot 0,229 \cdot 1800}{1 + 4 \cdot 0,5 \cdot 0,229} = 565 \text{ сек} \approx 9,5 \text{ мин}$$

6. Продолжительность основных стадий:

$$\tau_{\text{осн}} = 20,5 + 9,5 = 30 \text{ мин}$$

7. Продолжительность цикла фильтрования:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{осн}} + \tau_{\text{всп}} = 30 + 30 = 60 \text{ мин} = 1 \text{ ч}$$

8. Поверхность фильтрования (50 рам размером $1 \times 1 \text{ м}$):

$$S = 2 \cdot 1 \cdot 1 \cdot 50 = 100 \text{ м}^2$$

9. Производительность фильтрпресса определяем следующим образом. По уравнению (XIII, 12) объем фильтрата, получаемого за один цикл фильтрования ($\tau_{\text{ц}} = 1 \text{ ч}$), составляет:

$$V = \frac{100 \cdot 0,000312 \cdot 1235}{1} = 38,5 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$$

Из очевидного соотношения $V_{\text{ос}} = x_{\text{o}} V$ вычисляем объем осадка, получаемого за 1 цикл фильтрования:

$$V_{\text{ос}} = \frac{0,0333 \cdot 38,5}{1} = 1,28 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$$

10. Объем промывной жидкости, расходуемой за один цикл фильтрования, находим по уравнению (XIII, 14):

$$V_{\text{п. ж}} = \frac{0,229 \cdot 38,5}{1} = 8,82 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$$

11. Толщину слоя осадка определяем по уравнению (XIII, 2):

$$h_{\text{ос}} = 0,0333 \frac{38,5}{100} = 12,8 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 12,8 \text{ мм}$$

12. Выбираем толщину рамы. Общая толщина двух слоев осадка в раме в конце стадии фильтрования и во время промывки равна $2 \cdot 12,8 = 25,6 \text{ мм}$. Таким образом, могут быть использованы рамы толщиной 25 мм.

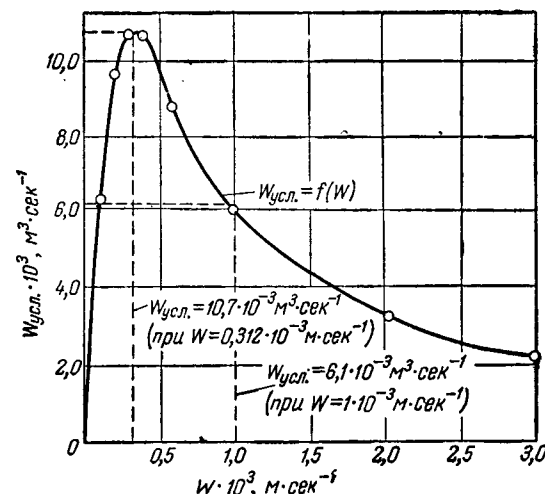


Рис. XIII-4. График к примеру расчета рамного фильтрпресса.

Интересно оценить уменьшение средней производительности фильтрпресса в единицу времени за весь цикл его работы, если скорость фильтрования будет изменяться от нуля до величины, в несколько раз превышающей скорость фильтрования при наибольшей производительности фильтрпресса. Для этого следует построить кривую (рис. XIII-4) в координатах $W - W_{\text{усл}}$ по уравнению (XIII, 9), предварительно подставив в него все постоянные в данных условиях величины. Уравнение принимает вид:

$$W_{\text{усл}} = \frac{W}{1,458 \cdot 10^{-2} + 0,15 \cdot 10^6 W^2} \quad (\text{XIII, 15})$$

Из рис. XIII-4 видно, что указанная кривая имеет крутой наклон по обе стороны от максимума. Это означает, что отклонения величины скорости фильтрации от значения, вычисленного по уравнению (XIII, 10), приведут к существенному уменьшению производительности фильтрпресса. Так, при увеличении скорости фильтрации от $0,312 \cdot 10^{-3}$ до $1 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$, т. е. в 3,2 раза, производительность фильтрпресса уменьшится с $10,7 \cdot 10^{-3}$ до $6,1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \cdot \text{сек}^{-1}$, т. е. почти в 1,8 раза.

У. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПРОЦЕССА ФИЛЬТРОВАНИЯ ПРИ ПОСТОЯННОЙ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ В ПАТРОННОМ СГУСТИТЕЛЕ В УСЛОВИЯХ ЕГО НАИБОЛЬШЕЙ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ [6]

В патронном сгустителе (стр. 370) сгущается сатурационный сок (производство сахара) при следующих условиях:

Суспензия	
Содержание твердых частиц до сгущения $c_{д.с.}$ на 1 м^3 жидкой фазы	482
Содержание твердых частиц после сгущения $c_{п.с.}$ на 1 м^3 жидкой фазы	2246
Вязкость жидкой фазы μ , $\text{н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$	$0,483 \cdot 10^{-3}$
Удельный вес жидкой фазы $\gamma_{ж.}$, $\text{н} \cdot \text{м}^{-3}$	$1,023 \cdot 10^4$
Удельный вес твердых частиц $\gamma_{т.}$, $\text{н} \cdot \text{м}^{-3}$	$2,170 \cdot 10^4$
Осадок	
Содержание твердых частиц $c_{ос.}$ на 1 н осадка	0,44
Удельное объемное сопротивление r_o , м^{-2}	$101,3 \cdot 10^{12}$
Патронный сгуститель	
Длина патрона, м	2,065
Диаметр верхнего основания, м	0,215
Диаметр нижнего основания, м	0,185
Другие данные	
Производительность сгустителя по суспензии G_c , $\text{н} \cdot \text{ч}^{-1}$	$51,46 \cdot 10^4$
Разность давлений в стадии удаления осадка $\Delta P_{уд.}$, $\text{н} \cdot \text{м}^{-2}$	$10 \cdot 10^4$
Продолжительность стадии удаления осадка $\tau_{уд.}$, сек	6
Отношение продолжительности стадии фильтрации к продолжительности цикла работы сгустителя $\alpha = \tau/\tau_{ц.}$	$11/12 = 0,9167$
Сопротивление фильтровальной перегородки $R_{ф.п.}$, м^{-1}	$0,196 \cdot 10^{12}$

Кроме того, разность давлений в стадии фильтрации (с учетом противодействия столба фильтрата в вертикальном участке трубопровода, по которому фильтрат отводится из сгустителя) * $\Delta P = 3,24 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$.

* Величина ΔP должна быть выбрана с таким расчетом, чтобы давление внутри патронов превышало давление, при котором кипит фильтрат при данной температуре.

Требуется определить производительность сгустителя по фильтрату и сгущенной суспензии, продолжительность цикла работы сгустителя, соответствующую наименьшей поверхности фильтрования, величину наименьшей поверхности фильтрования и толщину образующегося слоя осадка.

Вывод расчетных уравнений

Поскольку для данного случая в предшествующем тексте нет готовых расчетных уравнений, решение примера следует начать с вывода этих уравнений.

Для удаления осадка с поверхности патрона обратным потоком фильтрата необходимо некоторое минимальное время, в течение которого часть уже полученного фильтрата будет расходоваться на разбавление сгущаемой суспензии. Если принять это минимальное время постоянным и независимым от продолжительности цикла работы сгустителя, то при заданной разности давлений количество фильтрата, поступающего за каждый цикл из патронов в сгущаемую суспензию, будет также постоянным. При переменной продолжительности стадии фильтрования и заданной разности давлений количество фильтрата, поступающего за каждый цикл из сгущаемой суспензии в патроны, будет также переменным.

На основании предварительного анализа, результаты которого подтверждаются последующим выводом расчетных уравнений, можно сказать, что при постоянной продолжительности стадии удаления осадка и постоянном отношении продолжительностей стадии фильтрования и цикла работы сгустителя существует такая продолжительность цикла, при которой производительность сгустителя становится наибольшей. При этом продолжительность нерабочей стадии $\tau_{нр}$ (когда патрон не соединен с источником вакуума и фильтрование не происходит) будет равно или больше продолжительности стадии удаления осадка $\tau_{уд}$ (когда патрон соединен с источником сжатого воздуха); другими словами, необходимо иметь в виду, что $\tau_{уд}/\tau_{нр} = \beta \leq 1$. При условии, что $\beta < 1$, в течение интервала времени $\tau_{нр} - \tau_{уд}$ патрон не соединен ни с источником вакуума, ни с источником сжатого воздуха. Отличительной особенностью приведенного ниже вывода является то, что в качестве исходного необходимо использовать уравнение фильтрования, учитывающее сопротивление фильтровальной перегородки, так как при $R_{ф.п.} = 0$ количество фильтрата для стадии удаления осадка становится бесконечно большим. Вывод основан на отыскании наибольшего значения отношения объема фильтрата, получаемого за один цикл работы сгустителя, к продолжительности этого цикла, выраженных как функции переменной β .

1. Продолжительности $\tau_{нр}$, τ и $\tau_{ц.}$ как функции величины $\tau_{уд}$ находят на основании предыдущих определений:

$$\tau_{нр} = \frac{\tau_{уд}}{\beta} \quad (\text{XIII, 16})$$

$$\tau = \tau_{ц.} - \tau_{нр} = \frac{\tau_{нр}}{1 - \alpha} - \tau_{нр} = \tau_{нр} \frac{\alpha}{1 - \alpha} = \frac{\tau_{уд} \alpha}{(1 - \alpha) \beta} \quad (\text{XIII, 17})$$

$$\tau_{ц.} = \tau + \tau_{нр} = \frac{\tau_{уд} \alpha}{(1 - \alpha) \beta} + \frac{\tau_{уд}}{\beta} = \frac{\tau_{уд}}{(1 - \alpha) \beta} \quad (\text{XIII, 18})$$

2. Объем фильтрата, поступающего за стадию фильтрования из сгущаемой суспензии в патроны, определяем, подставив в уравнение (II, 6), справедливое для несжимаемых и для сжимаемых осадков, значение τ из уравнения (XIII, 17):

$$V = S \left[\sqrt{A^2 + \frac{B}{\beta}} - A \right] \quad (\text{XIII, 19})$$

Здесь

$$A = \frac{R_{ф.п.}}{r_o x_o} \quad (\text{XIII, 20})$$

$$B = \frac{2 \Delta P \tau_{уд} \alpha}{\mu r_0 x_0 (1 - \alpha)} \quad (\text{XIII, 21})$$

3. Объем фильтрата, поступающего в течение стадии удаления осадка из патронов в сгущенную суспензию, находим на основании следующих соображений. Поскольку в течение этой стадии по существу происходит фильтрование чистой жидкости через фильтровальную перегородку, не содержащую осадка, в данном случае пригодно уравнение (II, 11) при условии, что $h_{ос} = 0$. Заменяя в этом уравнении значения V , ΔP и τ на $V_{уд}$, $\Delta P_{уд}$ и $\tau_{уд}$, получим:

$$V_{уд} = SC = \text{const} \quad (\text{XIII, 22})$$

где

$$C = \frac{\Delta P_{уд} \tau_{уд}}{\mu R_{ф.п}} \quad (\text{XIII, 23})$$

4. Объем фильтрата, получаемого за каждый цикл работы сгустителя, равен разности объемов фильтрата, проходящего через фильтровальную перегородку в течение стадий фильтрования и удаления осадка:

$$V_{ц} = V - V_{уд} = S \left[\sqrt{A^2 + \frac{B}{\beta}} - A - C \right] \quad (\text{XIII, 24})$$

5. Среднюю производительность сгустителя по фильтрату в единицу времени за весь цикл его работы получим, поделив почленно уравнение (XIII, 24) на уравнение (XIII, 18):

$$W_{усл} = \frac{S(1 - \alpha)}{\tau_{уд}} \left[\sqrt{A^2 + \frac{B}{\beta}} - A - C \right] \beta \quad (\text{XIII, 25})$$

6. Продолжительность цикла работы сгустителя, соответствующую наименьшей поверхности фильтрования, определим следующим образом. Наименьшая поверхность фильтрования сгустителя соответствует наибольшей средней производительности 1 м^2 фильтрующей поверхности. Разделив обе части уравнения (XIII, 25) на S , дифференцируя обе части полученного уравнения по β и приравняв первую производную нулю, найдем, что отношение β , при котором сгуститель будет работать с наибольшей производительностью, составит:

$$\beta = \frac{BE}{2D} \left[\sqrt{1 + \frac{D}{E^2}} - 1 \right] \quad (\text{XIII, 26})$$

где

$$D = 2A^3C + A^2C^2 \quad (\text{XIII, 27})$$

и

$$E = 2AC + C^2 \quad (\text{XIII, 28})$$

Подставив в уравнения (XIII, 16), (XIII, 17) и (XIII, 18) значение β из уравнения (XIII, 26), можно найти продолжительности нерабочего периода, стадии фильтрования и цикла работы сгустителя.

7. Наименьшую поверхность фильтрования находим следующим путем. Обозначив заданную производительность сгустителя по фильтрату (в $\text{м}^3 \cdot \text{сек}^{-1}$) через $G_{ф}$ и умножив эту величину на продолжительность цикла его работы $\tau_{ц}$, можно выразить объем фильтрата, получаемого за каждый цикл работы сгустителя, равенством:

$$V_{ц} = G_{ф} \tau_{ц} \quad (\text{XIII, 29})$$

Из сравнения уравнений (XIII, 24) и (XIII, 29) следует:

$$G_{ф} \tau_{ц} = S \left[\sqrt{A^2 + \frac{B}{\beta}} - A - C \right]$$

Отсюда

$$S = \frac{G_{ф} \tau_{ц}}{\sqrt{A^2 + \frac{B}{\beta}} - A - C} \quad (\text{XIII, 30})$$

где $\tau_{ц}$ определяется из уравнений (XIII, 18) и (XIII, 26).

Решение

1. Производительность сгустителя по сгущенной суспензии вычисляем следующим образом.

Весовое содержание твердых частиц в суспензии до сгущения равно:

$$\frac{c_{д.с}}{c_{д.с} + 1 \cdot \gamma_{ж}} = \frac{482}{482 + 1 \cdot 1,023 \cdot 10^4} = 0,045 \text{ н на 1 н суспензии}$$

Вес твердых частиц, поступающих в сгуститель, составит:

$$0,045 G_c = 0,045 \cdot 51,46 \cdot 10^4 = 2,316 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{ч}^{-1}$$

Весовое содержание твердых частиц в суспензии после сгущения равно:

$$\frac{c_{п.с}}{c_{п.с} + 1 \cdot \gamma_{ж}} = \frac{2246}{2246 + 1 \cdot 1,023 \cdot 10^4} = 0,180 \text{ н на 1 н суспензии}$$

Вес сгущенной суспензии, уходящей из сгустителя, составит:

$$\frac{2,316 \cdot 10^4}{0,180} = 12,87 \cdot 10^4 \text{ н} \cdot \text{ч}^{-1}$$

2. Производительность сгустителя по фильтрату равна:

$$G_{ф} = \frac{51,46 \cdot 10^4 - 12,87 \cdot 10^4}{1,023 \cdot 10^4} = 37,72 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1} = 0,01048 \text{ м}^3 \cdot \text{сек}^{-1}$$

3. Отношение объема осадка к объему фильтрата находим на основании материального баланса, относящегося к разделению сгущаемой суспензии на влажный осадок и чистый фильтрат и составляемого для определенного веса твердых частиц.

Среднюю концентрацию суспензии в сгустителе можно принять приблизительно равной среднему арифметическому значений концентраций суспензии до сгущения и после него:

$$\frac{c_{д.с} + c_{п.с}}{2} = \frac{482 + 2246}{2} \approx 1300 \text{ н на 1 м}^3 \text{ жидкой фазы}$$

Вес твердых частиц в осадке, отнесенный к $1 \cdot \text{м}^3$ жидкой фазы, находящейся в его порах:

$$\frac{c_{ос} \gamma_{ж}}{1 - c_{ос}} = \frac{0,44 \cdot 1,023 \cdot 10^4}{1 - 0,44} = 8040 \text{ н}$$

Объем жидкой фазы в осадке, содержащем 1300 н твердых частиц, составит:

$$\frac{1 \cdot 1300}{8040} = 0,1617 \text{ м}^3$$

Объем фильтрата, получаемого при образовании осадка, содержащего 1300 н твердых частиц, равен:

$$1 - 0,1617 = 0,8383 \text{ м}^3$$

Объем осадка, содержащего 1300 н твердых частиц, составляет:

$$\frac{1300}{2,170 \cdot 10^4} + 0,1617 = 0,2216 \text{ м}^3$$

Отношение объема осадка к объему фильтрата равно:

$$x_o = \frac{0,2216}{0,8383} \approx 0,264$$

4. Величины A , B , C , D и E определяем следующим образом. Из уравнения (XIII, 20) можно найти:

$$A = \frac{0,196 \cdot 10^{12}}{101,3 \cdot 10^{12} \cdot 0,264} = 7,33 \cdot 10^{-3}$$

По уравнению (XIII, 21) находим:

$$B = \frac{2 \cdot 3,24 \cdot 10^4 \cdot 6 \cdot 0,9167}{0,483 \cdot 10^{-3} \cdot 101,3 \cdot 10^{12} \cdot 0,264 (1 - 0,9167)} = 0,332 \cdot 10^{-3}$$

Из уравнения (XIII, 23) получим:

$$C = \frac{10 \cdot 10^4 \cdot 6}{0,483 \cdot 10^{-3} \cdot 0,196 \cdot 10^{12}} = 6,35 \cdot 10^{-3}$$

По уравнению (XIII, 27) находим:

$$D = 2 (7,33 \cdot 10^{-3})^3 6,35 \cdot 10^{-3} + (7,33 \cdot 10^{-3})^2 \cdot (6,35 \cdot 10^{-3})^2 = 0,7167 \cdot 10^{-8}$$

Из уравнения (XIII, 28) следует:

$$E = 2 \cdot 7,33 \cdot 10^{-3} \cdot 6,35 \cdot 10^{-3} + (6,35 \cdot 10^{-3})^2 = 13 \, 341 \cdot 10^{-8}$$

5. Продолжительности нерабочего периода, стадии фильтрования и цикла работы сгустителя, соответствующие наименьшей поверхности фильтрования, находим:

по уравнению (XIII, 26)

$$\beta = \frac{0,332 \cdot 10^{-3} \cdot 13 \, 341 \cdot 10^{-8}}{2 \cdot 0,7167 \cdot 10^{-8}} \left[\sqrt{1 + \frac{0,7167 \cdot 10^{-8}}{(13 \, 341 \cdot 10^{-8})^2}} - 1 \right] = 0,57$$

по уравнению (XIII, 16)

$$\tau_{\text{нр}} = \frac{6}{0,57} = 10,5 \text{ сек}$$

по уравнению (XIII, 17)

$$\tau = \frac{6 \cdot 0,9167}{(1 - 0,9167) 0,57} = 115,8 \text{ сек}$$

по уравнению (XIII, 18)

$$\tau_{\text{ц}} = \frac{6}{(1 - 0,9167) 0,57} = 126,3 \text{ сек}$$

6. Наименьшую поверхность фильтрования вычисляем по уравнению (XIII, 30):

$$S = \frac{0,01048 \cdot 126,3}{\sqrt{(7,33 \cdot 10^{-3})^2 + \frac{0,332 \cdot 10^{-3}}{0,57}} - 7,33 \cdot 10^{-3} - 6,35 \cdot 10^{-3}} = 115 \text{ м}^2$$

7. Объем фильтрата, получаемого за стадию фильтрования (для 1 м² поверхности фильтрования), определяем по уравнению (XIII, 19):

$$\frac{V}{S} = \sqrt{(7,33 \cdot 10^{-3})^2 + \frac{0,332 \cdot 10^{-3}}{0,57}} - 7,33 \cdot 10^{-3} = 0,0179 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

8. Толщина слоя осадка составит:

$$h_{\text{ос}} = x_o \frac{V}{S} = 0,264 \cdot 0,0179 = 0,0047 \text{ м} = 4,7 \text{ мм}$$

9. Соотношение между объемом фильтрата, поступающего из патрона в сгущаемую суспензию, и емкостью патрона находим на основании следующих соображений. Объем фильтрата, поступающего через 1 м² поверхности патрона в суспензию, определяемый по уравнениям (XIII, 22) и (XIII, 23), составит:

$$\frac{V_{\text{уд}}}{S} = C = 6,35 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

Отношение емкости патрона к его поверхности, вычисленное по обычным геометрическим формулам, равно $52 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$.

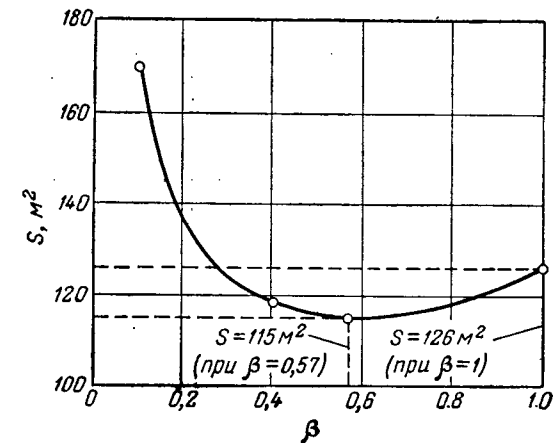


Рис. XIII-5. График к примеру расчета патронного сгустителя.

Таким образом, в патроне находится количество фильтрата, достаточное для удаления осадка с поверхности фильтрования.

10. Графическую зависимость между величиной β и поверхностью фильтрования получаем следующим путем. Для ряда значений $0,1 \leq \beta \leq 1,0$ по уравнению (XIII, 18) вычислены величины $\tau_{\text{ц}}$ и затем по уравнению (XIII, 30) — значения S .

В соответствии с полученными данными в координатах β — S построена кривая (рис. XIII-5). Эта кривая показывает, что при увеличении β до 1, когда продолжительность стадии удаления осадка становится одинаковой с продолжительностью нерабочего периода, поверхность фильтрования сгустителя возрастает до 126 м², т. е. только на 9,6% по сравнению с наименьшей поверхностью фильтрования.

VI. ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ ФИЛЬТРОВАНИЯ, ПРОМЫВКИ И ОБЕЗВОЖИВАНИЯ ПРИ ПОСТОЯННОЙ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ НА ВРАЩАЮЩЕМСЯ БАРАБАННОМ ВАКУУМ-ФИЛЬТРЕ

В а р и а н т А (для стадий промывки и обезвоживания используются расчетные уравнения). Водная суспензия кристаллов глауберовой соли разделяется на барабанном вакуум-филт্রে при следующих условиях [12]:

Суспензия

Весовая концентрация твердых частиц $C_b, \text{н} \cdot \text{м}^{-1}$. . .	0,20
Удельный вес жидкой фазы $\gamma_{\text{ж}}, \text{н} \cdot \text{м}^{-3}$	13 120
Удельный вес твердых частиц $\gamma_{\text{т}}, \text{н} \cdot \text{м}^{-3}$	14 620
Вязкость жидкой фазы $\mu, \text{н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$	$3,05 \cdot 10^{-3}$
Поверхностное натяжение σ на границе жидкая фаза—воздух, $\text{н} \cdot \text{м}^{-1}$	0,0676

Осадок

Пористость e	0,4
Средний размер твердых частиц $d_{\text{ср}}, \text{м}$	$0,42 \cdot 10^{-3}$
Удельное объемное сопротивление $r_0, \text{м}^{-2}$	$0,9 \cdot 10^{10}$
Толщина слоя $h_{\text{ос}}, \text{м}$	0,051

Барабан вакуум-филт্রে (см. рис. XIII-6)

Диаметр $D_{\text{бар}}, \text{м}$	1,22
Поверхность $S_{\text{бар}}, \text{м}^2$	2,34
Число оборотов $N_{\text{бар}}, \text{об} \cdot \text{мин}^{-1}$	1

Другие данные

Разность давлений $\Delta P, \text{н} \cdot \text{м}^{-2}$	13 800
Вязкость воздуха $\mu_{\text{воз}}, \text{н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$	$1,83 \cdot 10^{-5}$
Вязкость промывной жидкости (воды) $\mu_{\text{п.ж}}, \text{н} \cdot \text{сек} \cdot \text{м}^{-2}$	$1,02 \cdot 10^{-3}$
Отношение скорости промывки к скорости фильтрования $W_{\text{п}}/W$	0,1

Кроме того, известно, что удельный вес суспензии, вычисленный по правилу аддитивности на основании удельных весов составляющих ее фаз, равен $13 400 \text{ н} \cdot \text{м}^{-3}$; сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь.

Требуется определить производительность филт্রে, расход промывной жидкости, общий расход воздуха и конечную влажность осадка.

Решение

Стадия фильтрования. 1. Отношение объема осадка к объему филтраты, вычисляемое на основании несложных соображений по данным о составе суспензии, удельных весах ее твердой и жидкой фаз и пористости осадка, составляет $x_0 = 0,44$.

2. Объем филтраты, получаемого с 1 м^2 поверхности барабана при толщине слоя осадка $0,051 \text{ м}$:

$$q = \frac{h_{\text{ос}}}{x_0} = \frac{0,051}{0,44} = 0,116 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

3. Продолжительность фильтрования находим из уравнения (II, 27):

$$\tau = \frac{3,05 \cdot 10^{-3} \cdot 0,9 \cdot 10^{10} \cdot 0,44 (0,116)^2}{2 \cdot 13 800} \approx 6 \text{ сек}$$

4. Величину угла θ_1 (рис. XIII-6) определим, принимая во внимание, что продолжительность одного оборота барабана равна 60 сек :

$$\theta_1 = \frac{360 \cdot 6}{60} = 15^\circ$$

С некоторым запасом принимаем $\theta_1 = 25^\circ$.

Стадия первого обезвоживания. 1. Величину угла θ_2 (см. рис. XIII-6) найдем на основании следующих соображений. Принимая, что поверхность барабана, предназначенная для промывки, расположена симметрично по отношению к вертикальной оси поперечного сечения барабана, получим:

$$\theta_1 + \theta_2 = 180 - \frac{60}{2} = 150^\circ$$

Отсюда

$$\theta_2 = 150 - \theta_1 = 150 - 25 = 125^\circ$$

2. Продолжительность первого обезвоживания определим, учитывая, что продолжительность 1 оборота барабана составляет 60 сек :

$$\tau'_{\text{об}} = \frac{60 \cdot 125}{360} = 20,8 \text{ сек}$$

3. Величину фактора обезвоживания $C'_{\text{об}}$ найдем из уравнения (VII, 13):

$$C'_{\text{об}} = \frac{0,4 \cdot 3,05 \cdot 10^{-3} \cdot 0,9 \cdot 10^{10} (0,051)^2}{13 800} = 2,06 \text{ сек}$$

4. Отношение $\tau'_{\text{об}}/C'_{\text{об}}$ равно:

$$\frac{\tau'_{\text{об}}}{C'_{\text{об}}} = \frac{20,8}{2,06} = 10,1$$

5. Критерий капиллярности получаем по уравнению (VII, 5):

$$Kp = \frac{13 800}{0,9 \cdot 10^{10} \cdot 0,051 \cdot 0,0676} = 4,45 \cdot 10^{-4}$$

6. Остаточное насыщение вычисляем по уравнению (VII, 4):

$$m_0 = 0,025 (4,45 \cdot 10^{-4})^{-0,264} = 0,19$$

7. Насыщение в конце обезвоживания определим по графику, показанному на рис. VII-6. При $m_0 = 0,19$ и $\tau'_{\text{об}}/C'_{\text{об}} = 10,1$ величина $m_v = 0,28$.

8. Объем продуваемого воздуха [здесь и в дальнейшем до введения поправки на разрежение (см. стр. 411) объем воздуха соответствует среднему давлению его в порах осадка] найдем по графику, изображенному на рис. VII-7. При $m_0 = 0,19$ и $\tau'_{\text{об}}/C'_{\text{об}} = 10,1$ отношение $V'_{\text{воз}}/C'_{\text{об}} = 4,0$. Из уравнения (VII, 17) следует:

$$C'_{\text{воз}} = 0,4 \cdot 0,051 \frac{3,05 \cdot 10^{-3}}{1,83 \cdot 10^{-5}} = 3,4 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

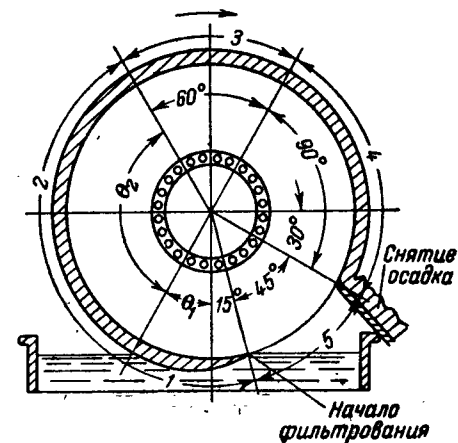


Рис. XIII-6. График к примеру расчета барабанного вакуум-филт্রে. Цикл фильтрования.

Зоны: 1 — фильтрование; 2 — первое обезвоживание; 3 — промывка; 4 — второе обезвоживание; 5 — нерабочая.

Отсюда объем воздуха, продуваемого через осадок поверхностью 1 м², составит:

$$V'_{\text{воз}} = \frac{V'_{\text{воз}}}{C'_{\text{воз}}} C'_{\text{воз}} = 4,0 \cdot 3,4 = 13,6 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

Стадия промывки. Принимаем, что свойства жидкой фазы суспензии и свойства жидкости (смеси жидкой фазы суспензии и промывной воды), протекающей при промывке через поры осадка, одинаковы.

1. Скорость жидкости при однофазном потоке найдем из уравнения (VII, 10):

$$W = \frac{13800}{3,05 \cdot 10^{-3} \cdot 0,9 \cdot 10^{10} \cdot 0,051} \approx 0,01 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1}$$

2. Скорость поступления промывной жидкости составит:

$$W_{\text{п}} = \frac{W_{\text{п}}}{W} W = 0,1 \cdot 0,01 = 0,001 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1}$$

3. Отношение скоростей воздуха при двухфазном и однофазном потоках найдем из графика, показанного на рис. VII-9. При $W_{\text{п}}/W = 0,1$ и $m_0 = 0,19$ получим, что насыщение осадка влагой в процессе промывки $m_{\text{в}} = 0,48$, а отношение $W'_{\text{воз}}/W_{\text{воз}} = 0,175$.

4. Скорость воздуха при однофазном потоке определим следующим образом. Учитывая, что в соответствии с уравнением (V, 30) $d^2 e t / 32 = 1/\tau_0$, из уравнения (VII, 14) получим:

$$W_{\text{воз}} = \frac{13800}{1,83 \cdot 10^{-5} \cdot 0,9 \cdot 10^{10} \cdot 0,051} = 1,67 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1}$$

5. Скорость воздуха при двухфазном потоке:

$$W'_{\text{воз}} = \frac{W'_{\text{воз}}}{W_{\text{воз}}} W_{\text{воз}} = 0,175 \cdot 1,67 = 0,293 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1}$$

6. Продолжительность промывки найдем, принимая во внимание, что продолжительность 1 оборота барабана равна 60 сек и угол, соответствующий зоне промывки, составляет 60° (см. рис. XIII-6):

$$\tau_{\text{п}} = \frac{60 \cdot 60}{360} = 10 \text{ сек}$$

7. Объем продуваемого воздуха составит:

$$V_{\text{воз}} = W'_{\text{воз}} \tau_{\text{п}} = 0,293 \cdot 10 = 2,93 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

Стадия второго обезвоживания. 1. Продолжительность второго обезвоживания определим, учитывая, что угол, соответствующий зоне второго обезвоживания, составляет 90° (см. рис. XIII-6):

$$\tau''_{06} = \frac{60 \cdot 90}{360} = 15 \text{ сек}$$

2. Величина фактора обезвоживания C''_{06} будет во столько раз меньше величины C'_{06} , во сколько раз вязкость воды, применявшейся для промывки осадка, меньше вязкости жидкой фазы суспензии. Поэтому

$$C''_{06} = 2,06 \frac{1,02 \cdot 10^{-3}}{3,05 \cdot 10^{-3}} = 0,68 \text{ сек}$$

3. Отношение τ''_{06}/C''_{06} составит:

$$\frac{\tau''_{06}}{C''_{06}} = \frac{15}{0,68} = 22,1$$

4. Насыщение в конце обезвоживания найдем из графика, показанного на рис. VII-6. При $m_0 = 0,19$ и $\tau''_{06}/C''_{06} = 22,1$ величина $m_{\text{в}} = 0,245$.

5. Объем продуваемого воздуха определим с помощью графика, изображенного на рис. VII-7. При $m_0 = 0,19$ и $\tau''_{06}/C''_{06} = 22,1$ отношение $V''_{\text{воз}}/C''_{\text{воз}} = 12,4$.

Величина $C''_{\text{воз}}$ будет во столько раз меньше величины $C'_{\text{воз}}$, во сколько раз вязкость воды меньше вязкости жидкой фазы суспензии. Поэтому

$$C''_{\text{воз}} = 3,4 \frac{1,02 \cdot 10^{-3}}{3,05 \cdot 10^{-3}} = 1,14 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

Объем воздуха, продуваемого через осадок поверхностью 1 м², составит:

$$V''_{\text{воз}} = \frac{V''_{\text{воз}}}{C''_{\text{воз}}} C''_{\text{воз}} = 12,4 \cdot 1,14 = 14,1 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

Производительность фильтра. 1. Производительность по фильтрату определяем следующим образом. В результате расчета стадии образования осадка найдено, что с 1 м² поверхности барабана за 1 оборот получается 0,116 м³ фильтрата. Принимая во внимание, что барабан имеет поверхность 2,34 м² и вращается со скоростью 1 об·мин⁻¹, получим:

$$0,116 \cdot 2,34 \cdot 1 = 0,272 \text{ м}^3 \cdot \text{мин}^{-1}$$

2. Производительность по влажному осадку при толщине слоя осадка 0,051 м найдем аналогично предыдущему:

$$0,051 \cdot 2,34 \cdot 1 = 0,120 \text{ м}^3 \cdot \text{мин}^{-1}$$

3. Производительность по суспензии можно найти как сумму производительностей по фильтрату и влажному осадку:

$$0,272 + 0,120 = 0,392 \text{ м}^3 \cdot \text{мин}^{-1}$$

Расход промывной жидкости. 1. Поверхность барабана, соответствующая зоне промывки, на основании рис. XIII-6 составляет:

$$\frac{2,34 \cdot 60}{360} = 0,39 \text{ м}^2$$

2. Расход промывной жидкости с учетом вычисленной при расчете стадии промывки скорости поступления промывной жидкости, равной 0,001 м³·м⁻²·сек⁻¹, составит:

$$0,39 \cdot 0,001 \cdot 60 = 0,0234 \text{ м}^3 \cdot \text{мин}^{-1}$$

Общий объем продуваемого воздуха с учетом поправок на турбулентность и разрежение. 1. Общий объем воздуха без учета поправок:

$$13,6 + 2,93 + 14,1 = 30,63 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

2. Поправку на турбулентность вычисляем следующим путем. Разность давлений, выраженная в мм рт. ст., составляет:

$$\Delta P = \frac{13800}{136} = 102 \text{ мм рт. ст.}$$

При $\Delta P/h_{0c} = 102 : 51 = 2$ и $1/\tau_0 = 1,11 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2$ из графика, изображенного на рис. VII-8, находим, что $f_{\text{турб}} = 0,47$.

3. Поправку на разрежение определяем, принимая во внимание, что давление отсасываемого воздуха

$$100\,000 - 13\,800 = 86\,200 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$$

а среднее давление воздуха в осадке

$$(100\,000 + 86\,200) : 2 = 93\,100 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2}$$

Отсюда поправка составит:

$$93\,100 : 86\,200 = 1,08$$

4. Общий объем воздуха с учетом поправок:

$$30,63 \cdot 0,47 \cdot 1,08 = 15,5 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

5. Расход воздуха равен:

$$\frac{15,5 \cdot 2,34}{60} = 0,6 \text{ м}^3 \cdot \text{сек}^{-1} \text{ (при давлении } 86\,200 \text{ н} \cdot \text{м}^{-2})$$

Конечная влажность осадка. Эту величину определяем на основании следующих соображений. Принимаем, что в порах осадка находится только вода.

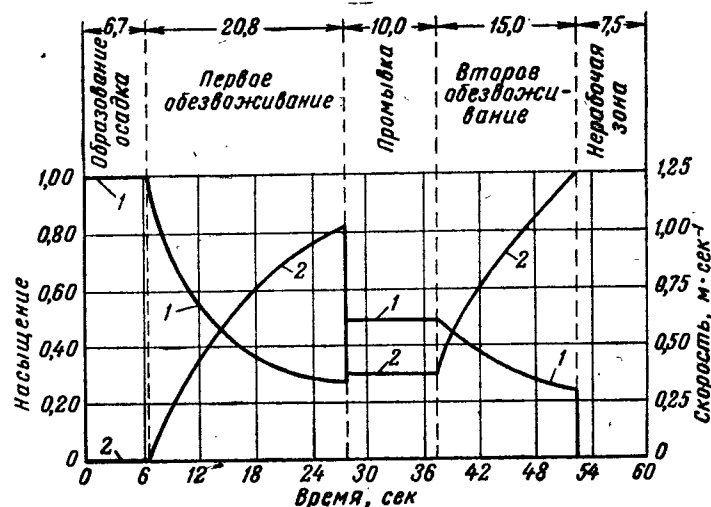


Рис. XIII-7. График к примеру расчета барабанного вакуум-фильтра. Изменение насыщения осадка влагой (кривая 1) и скорости движения воздуха (кривая 2) за один оборот фильтра.

Тогда для 1 м³ осадка (при $m_w = 0,245$):

вес влаги

$$0,245 \cdot 0,4 \cdot 10\,000 = 980 \text{ н}$$

вес твердых частиц

$$(1 - 0,4) 14\,620 = 8770 \text{ н}$$

Отсюда конечная влажность осадка составит:

$$980 : 8770 = 0,112 \text{ н} \cdot \text{н}^{-1}$$

Следует отметить, что в данном примере стадия второго обезвоживания рассчитана приближенно; эта стадия начинается при насыщении осадка влагой < 1 и скорости движения воздуха > 0 , что не совпадает с условиями, приня-

тыми при выводе уравнений и построении графиков, использованных в расчете. Однако полученная при этом погрешность невелика, поскольку насыщение и скорость воздуха в начале обезвоживания изменяются очень быстро.

Изменение насыщения осадка влагой и скорости движения воздуха за один оборот барабана на основании полученных данных показано на графике (рис. XIII-7).

Необходимые для построения кривых мгновенные значения насыщения и скорости в течение стадии первого обезвоживания вычислены следующим образом. Мгновенные значения m_w определялись по графику (см. рис. VII-6) при $m_0 = 0,19$, $C'_{06} = 2,06 \text{ сек}$ и $0 < t'_{06} < 20,8 \text{ сек}$, а мгновенные значения $W'_{\text{воз}}$ вычислялись по уравнению (VII, 16) при $W_{\text{воз}} = 1,67 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{сек}^{-1}$ (определена при расчете стадии промывки), $m_0 = 0,19$, $t = 4,0$ и $0,28 < m_w < 1,0$. Для стадии второго обезвоживания мгновенные значения m_w и $W''_{\text{воз}}$ нанесены приближенно в пределах, соответствующих значению этих величин в конце стадий промывки и второго обезвоживания.

Вариант Б (для стадий промывки и обезвоживания используются экспериментальные данные) [379]. Водная алюмосиликатная суспензия разделяется на барабаном вакуум-фильтра, цикл работы которого состоит из стадий фильтрования, предварительного обезвоживания, промывки, основного обезвоживания и удаления осадка. Разделение суспензии осуществляется при следующих условиях:

Суспензия

Вязкость жидкой фазы μ , н · сек · м⁻² $0,60 \cdot 10^{-3}$

Осадок

Удельный вес влажного осадка $\gamma_{\text{ос}}$, н · м⁻³ $11,21 \cdot 10^3$

Отношение объема осадка к объему фильтрата x_0 0,187

Отношение веса твердых частиц осадка к объему

фильтрата x_w , н · м⁻³ 420

Удельное весовое сопротивление осадка r_w , м · н⁻¹ $60,0 \cdot 10^9$

Содержание жидкой фазы в осадке до обезвоживания w_1 0,80

Содержание жидкой фазы в осадке после обезвоживания w_2 0,77

Толщина слоя $h_{\text{ос}}$, м 0,007

Барабан вакуум-фильтра

Общее число секций n 24

Число секций барабана, одновременно находящихся в

зоне предварительного обезвоживания n'_{06} 2

Число секций барабана, одновременно находящихся в

зоне основного обезвоживания n_{06} 3

Число секций барабана, одновременно находящихся в

зоне удаления осадка (включая неактивную зону) $n_{\text{ос}}$ 4

Отношение поверхности осадка, орошаемой диспергирующим устройством, к теоретически необходимой

поверхности зоны промывки ω 1,05

Другие данные

Производительность по фильтрату Q , м³ · сек⁻¹ $1,5 \cdot 10^{-3}$

Разность давлений при фильтровании и промывке ΔP , н · м⁻² $66,8 \cdot 10^3$

Объем промывочной воды на единицу веса влажного осадка $v_{\text{п.ж}}$, м³ · н⁻¹ $1,5 \cdot 10^{-4}$

Вязкость промывочной жидкости $\mu_{\text{п.ж}}$, н · сек · м⁻² $0,62 \cdot 10^{-3}$

Сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь. Требуется определить полную поверхность фильтра и число оборотов барабана, а также установить распределение различных зон по поверхности барабана.

Решение

1. Продолжительность фильтрования находим по уравнению (II, 27), заменив в нем $r_0 x_0$ на $r_{вх} x_{вх}$ и q^2 на $(h_{ос}/x_0)^2$. После этого получим:

$$\tau = \frac{\mu r_{вх} x_{вх} h_{ос}^2}{2 \Delta P x_0^2} = \frac{0,60 \cdot 10^{-3} \cdot 60,0 \cdot 10^9 \cdot 420 (0,007)^2}{2 \cdot 66,8 \cdot 10^3 (0,187)^2} \approx 157 \text{ сек}$$

2. Продолжительность промывки находим следующим образом. При расчете на 1 м^2 поверхности фильтрования объем осадка будет численно равен его высоте $h_{ос}$, а вес его составит $\gamma_{ос} h_{ос}$. Отсюда на 1 м^2 поверхности фильтрования необходимо подать промывную воду в количестве:

$$q_{п.ж} = v_{п.ж} \gamma_{ос} h_{ос} = 1,5 \cdot 10^{-4} \cdot 11,21 \cdot 10^3 \cdot 0,007 = 11,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Затем следует воспользоваться уравнением фильтрования при постоянной толщине осадка (II, 11), модифицировав его надлежащим образом. В этом уравнении величину V/S необходимо заменить величиной $q_{п.ж}$, принять $R_{ф.п} = 0$, использовать вместо μ значение $\mu_{п.ж}$ и вместо $r_0 h_{ос}$ подставить $r_{вх} x_{вх} h_{ос}/x_0$. Легко видеть, что последнее соотношение представляет собой сопротивление слоя осадка, выраженное через его весовое удельное сопротивление, поскольку отношение $h_{ос}/x_0$ соответствует объему фильтрата q , полученного в стадии фильтрования и отнесенного к 1 м^2 поверхности фильтрования. Решая модифицированное уравнение (II, 11) относительно τ , получим:

$$\tau_{п} = \frac{\mu_{п.ж} r_{вх} x_{вх} h_{ос} q_{п.ж}}{\Delta P x_0} = \frac{0,62 \cdot 10^{-3} \cdot 60,0 \cdot 10^9 \cdot 420 \cdot 0,007 \cdot 11,8 \cdot 10^{-3}}{66,8 \cdot 10^3 \cdot 0,187} = 103 \text{ сек}$$

С учетом поправки на действие разбрызгивающих устройств продолжительность промывки составит*:

$$\tau_{п} = \omega \cdot 103 = 1,05 \cdot 103 = 108 \text{ сек}$$

3. Продолжительности отдельных стадий находим из следующих простых соотношений:

предварительное обезвоживание

$$\tau'_{об} = \frac{(\tau + \tau_{п}) n'_{об}}{n - (n'_{об} + n_{об} + n_{ос})} = \frac{(157 + 108) \cdot 2}{24 - (2 + 3 + 4)} = \frac{265 \cdot 2}{15} = 35 \text{ сек}$$

основное обезвоживание

$$\tau_{об} = \frac{265 \cdot 3}{15} = 53 \text{ сек}$$

удаление осадка (включая неактивную зону)

$$\tau_{ос} = \frac{265 \cdot 4}{15} = 71 \text{ сек}$$

4. Общая продолжительность цикла:

$$\tau_{ц} = \tau + \tau'_{об} + \tau_{п} + \tau_{об} + \tau_{ос} = 157 + 35 + 108 + 53 + 71 = 424 \text{ сек}$$

* Как сказано в главе VI (стр. 212), при расчете стадии промывки на барабанном фильтре количество промывной жидкости и продолжительность промывки целесообразно находить из опыта; данный расчет стадии промывки является приближенным.

5. Объем фильтрата, получаемого с 1 м^2 поверхности фильтрования за время τ , определяют из известного соотношения:

$$q = \frac{h_{ос}}{x_0} = \frac{0,007}{0,187} = 0,0374 \text{ м}$$

6. Полную поверхность фильтрования находят из очевидного равенства:

$$S = \frac{Q \tau_{ц}}{0,85 q} = \frac{1,5 \cdot 10^{-3} \cdot 424}{0,85 \cdot 0,0374} = 20 \text{ м}^2$$

Здесь 0,85 — коэффициент, учитывающий постепенное закупоривание пор ткани твердыми частицами с соответствующим понижением скорости фильтрования.

7. Средняя скорость фильтрования, отнесенная ко времени собственно фильтрования:

$$W = \frac{q}{\tau} = \frac{0,0374}{157} = 0,238 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

8. Средняя скорость фильтрования, отнесенная к продолжительности всего цикла фильтрования:

$$W = \frac{q}{\tau_{ц}} = \frac{0,0374}{424} = 0,089 \cdot 10^{-3} \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1}$$

9. Скорость вращения барабана фильтра:

$$N_{бар} = \frac{1 \cdot 60}{\tau_{ц}} = \frac{1 \cdot 60}{424} \approx 0,14 \text{ об} \cdot \text{мин}^{-1}$$

10. Распределение зон по поверхности барабана фильтра. Центральные углы, соответствующие величине процесса в этой зоне (рис. XIII-8):

зона фильтрования

$$\theta = \frac{360 \cdot 157}{424} = 133^\circ$$

зона предварительного обезвоживания

$$\theta'_{об} = \frac{360 \cdot 35}{424} = 30^\circ$$

зона промывки

$$\theta_{п} = \frac{360 \cdot 108}{424} = 92^\circ$$

зона основного обезвоживания

$$\theta_{об} = \frac{360 \cdot 53}{424} = 45^\circ$$

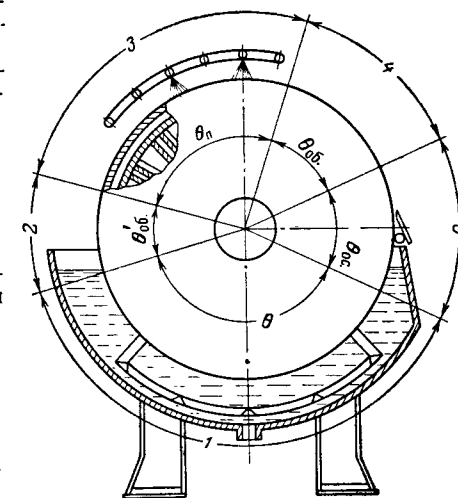


Рис. XIII-8. График к примеру расчета барабанного вакуум-фильтра. Цикл фильтрования:

Зоны: 1 — фильтрование; 2 — предварительное обезвоживание; 3 — промывка; 4 — основное обезвоживание; 5 — нерабочая.

зона удаления осадка (включая неактивную зону)

$$\theta_{oc} = \frac{360 \cdot 71}{424} = 60^\circ$$

Необходимо отметить, что границы двух смежных зон на фильтре не остаются постоянными, но колеблются около некоторых средних линий. Это объясняется тем, что каждая секция при входе в определенную зону перемещает границу между двумя смежными зонами до тех пор, пока на смену ей в ту же зону не войдет следующая секция. Увеличение числа секций фильтра приводит к уменьшению амплитуды колебаний границы между двумя смежными зонами.

VII. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПРОЦЕССА РАЗДЕЛЕНИЯ СУСПЕНЗИИ ПРИ ПОСТОЯННОЙ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ НА ЛЕНТОЧНОМ ВАКУУМ-ФИЛЬТРЕ (6)

Цикл работы ленточного фильтра состоит из стадий фильтрования, промывки и обезвоживания. На фильтре разделяется водная суспензия твердых частиц при следующих условиях:

Вязкость жидкой фазы суспензии μ , н·сек·м ⁻²	0,9 · 10 ⁻³
Удельное объемное сопротивление осадка γ_0 , м ⁻²	4 · 10 ¹²
Отношение объема осадка к объему фильтра x_0	0,25
Разность давлений ΔP , н·м ⁻²	5 · 10 ⁴
Наименьшая допустимая толщина осадка h_{oc} , м	0,008
Продолжительность стадии промывки τ_n , сек	15
Продолжительность стадии обезвоживания $\tau_{об}$, сек	25
Эффективная длина ленты l , м	6,0
Эффективная ширина ленты b , м	0,5

Принимаем, что сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь. Требуется определить производительность фильтра по фильтрату и скорость перемещения ленты.

Решение

В принципе расчет ленточного фильтра аналогичен расчету барабанного фильтра. В данном расчете ленточного фильтра при известных толщине осадка и продолжительностях стадий промывки и обезвоживания находят скорость перемещения ленты.

1. Объем фильтрата, получаемого с 1 м² поверхности фильтрования, составит:

$$q = \frac{h_{oc}}{x_0} = \frac{0,008}{0,25} = 0,032 \text{ м}^3 \cdot \text{м}^{-2}$$

2. Продолжительность стадии фильтрования определяем из уравнения (II, 27):

$$\tau = \frac{0,9 \cdot 10^{-3} \cdot 4 \cdot 10^{12} \cdot 0,25 (0,032)^2}{2 \cdot 5 \cdot 10^4} \approx 10 \text{ сек}$$

Возможность использования уравнения (II, 27) в данном случае основана на допущении, что над той частью поверхности ленты, где осуществляется стадия фильтрования, постоянно находятся слой осадка и слой суспензии; при этом толщина слоя осадка возрастает в направлении движения ленты от нуля до максимума, а толщина слоя суспензии уменьшается в том же направлении от максимума до нуля.

3. Продолжительность цикла работы фильтра равна:

$$\tau_{ц} = \tau + \tau_n + \tau_{об} = 10 + 15 + 25 = 50 \text{ сек}$$

4. Скорость перемещения ленты должна быть такой, чтобы в течение времени, необходимого для проведения цикла работы фильтра, лента могла переместиться на расстояние, соответствующее ее эффективной длине:

$$\frac{l}{\tau_{ц}} = \frac{6,0}{50} = 0,12 \text{ м} \cdot \text{сек}^{-1} = 7,2 \text{ м} \cdot \text{мин}^{-1}$$

5. Эффективная поверхность ленты составит:

$$S_{эф} = bl = 0,5 \cdot 6,0 = 3,0 \text{ м}^2$$

6. Производительность фильтра по фильтрату:

$$\frac{qS_{эф}}{\tau_{ц}} = \frac{0,032 \cdot 3,0}{50} \approx 0,0019 \text{ м}^3 \cdot \text{сек}^{-1} \approx 6,9 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$$

При наличии необходимых данных количество промывной жидкости, общий расход воздуха и окончательную влажность осадка находят так же, как в примере расчета барабанного вакуум-фильтра.

В связи с расчетом ленточного фильтра сделано следующее указание [380]: необходимо, чтобы пропускная способность по фильтрату, обусловленная сечением каналов фильтра, была больше или по крайней мере равна производительности по фильтрату, определяемой сопротивлением осадка и фильтровальной перегородки; в противном случае может наступить «захлебывание» фильтра.

VIII. ПРИМЕР РАСЧЕТА ПРОЦЕССА РАЗДЕЛЕНИЯ СУСПЕНЗИИ ПРИ ПОСТОЯННОЙ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ НА ПАТРОННОМ ФИЛЬТРЕ (ФИЛЬТРОВАЛЬНАЯ ПЕРЕГОРОДКА С МАЛЫМ РАДИУСОМ КРИВИЗНЫ)

Периодически действующий патронный фильтр работает при следующих условиях:

Число патронов z	248
Длина патрона L , м	1,8
Внешний радиус патрона (равный внутреннему радиусу осадка $R'_{oc, вн}$), м	0,03
Допустимая толщина осадка на патроне (с учетом расстояния между патронами) $R'_{oc, н} - R'_{oc, вн}$, м	0,0225
Разность давлений $\Delta P_{общ}$, н·м ⁻²	2,94 · 10 ⁵
Отношение объема осадка к объему фильтрата x_0	0,078
Удельное весовое сопротивление осадка (отношенное к фильтрату с вязкостью $2,86 \cdot 10^{-3}$ н·сек·м ⁻²) γ_0 , н·сек·м ⁻⁴	617 · 10 ⁹

Продолжительность вспомогательных операций $\tau_{всп} = 1800 \text{ сек}$. Сопротивлением фильтровальной перегородки можно пренебречь. Определить сердюю производительность фильтра.

Решение

1. Внешний радиус осадка в конце фильтрования находим из соотношения

$$R'_{oc, н} = R'_{oc, вн} + 0,0225 = 0,03 + 0,0225 = 0,0525$$

2. Объем фильтрата, получаемого с одного патрона, определяем по уравнению (II, 108):

$$V = \frac{3,14 \cdot 1,8 [(0,0525)^2 - (0,03)^2]}{0,078} \approx 0,135 \text{ м}^3$$

3. Поверхность фильтрования одного патрона находим из равенства:

$$S = 2\pi R'_{\text{ос. вн}} L = 2 \cdot 3,14 \cdot 0,03 \cdot 1,8 \approx 0,341 \text{ м}^2$$

4. Безразмерный комплекс π_2 находим из равенства (II, 112):

$$\pi_2 = \frac{2 \cdot 0,078 \cdot 0,135}{0,341 \cdot 0,03} \approx 2,06$$

5. Безразмерный комплекс π_1 определяем из уравнения (II, 114):

$$\pi_1 = \frac{2,06}{(2,06 + 1) \ln(2,06 + 1) - 2,06} \approx 1,51$$

6. Продолжительность стадии фильтрования в соответствии с равенством (II, 111) составит:

$$\tau = \frac{r_o R'_{\text{ос. вн}}}{2 \Delta P_{\text{общ}}} \cdot \frac{V}{\pi_1 S} = \frac{617 \cdot 10^9 \cdot 0,03}{2 \cdot 2,94 \cdot 10^5} \cdot \frac{0,135}{1,51 \cdot 0,341} \approx 8170 \text{ сек}$$

7. Среднюю производительность фильтра получим из соотношения

$$Q_{\text{ср}} = \frac{zV}{\tau + \tau_{\text{всп}}} = \frac{248 \cdot 0,135}{8170 + 1800} \approx 0,00336 \text{ м}^3 \cdot \text{сек}^{-1} = 12,1 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$$

ЛИТЕРАТУРА

1. D. B. Purchas, Industrial Filtration of Liquids, London, 1967.
2. Л. М. Батунер, К. С. Федоров, Методы расчета промывки осадков, Оборонгиз, 1939.
3. А. Г. Касаткин, Основные процессы и аппараты химической технологии, Изд. «Химия», 1971.
4. Т. А. Малиновская, Разделение суспензий в промышленности органического синтеза, Изд. «Химия», 1971.
5. G. D. Dickey, Filtration, New York, 1961.
6. Н. В. Шпанов, Фильтры непрерывного действия, Машгиз, 1949.
7. A. Kufferath, Filtration und Filter, Berlin, 1953—1954.
8. S. Leszczyński, Filtracja w przemyśle chemicznym, Państwowe wydawnictwa techniczne, Warszawa, 1958.
9. Е. П. Тюфтин, Промывка гидроталлургических пульп, Изд. «Металлургия», 1970.
10. И. С. Туровский, Обезвоживание осадков сточных вод на барабанных вакуум-фильтрах, Изд. литературы по строительству, 1966.
11. Н. И. Дружинин, Метод электрогидродинамических аналогий и его применение при исследовании фильтрации, Госэнергоиздат, 1956.
12. G. G. Brown et al., Unit Operations, New York, 1956.
13. Г. М. Знаменский, Технологическое оборудование сахарных заводов, Пищепромиздат, 1952.
14. W. L. Badger, J. T. Banchero, Introduction to Chemical Engineering, New York, Toronto, London, 1955.
15. W. L. McCabe, J. C. Smith, Unit operations of chemical engineering, New York, Toronto, London, 1956.
16. З. Б. Канторович, Машины химической промышленности, Изд. «Машиностроение», 1965.
17. S. A. Miller, Filtration, Ind. Eng. Chem., **39**, № 1, 31, 57 (1947); **40**, № 1, 25 (1948); **41**, № 1, 38 (1949); **42**, № 1, 52 (1950); **43**, № 1, 85 (1951); **44**, № 1, 63 (1952); **45**, № 1, 68 (1953); **46**, № 1, 100 (1954); **47**, № 3, pt. 2, 546 (1955); **48**, № 3, pt. 2, 520 (1956); **49**, № 3, pt. 2, 486 (1957); H. P. Grace, Filtration, Ind. Eng. Chem., **51**, № 3, pt. 2, 354 (1959).
18. van Antwerpen, Filter media, Ind. Eng. Chem., **32**, № 12, 1580 (1940).
19. W. W. King, Filtration in the process industries, Chem. Eng. Progr., **44**, № 9, 717 (1948).
20. P. M. Heertjes, Industrial filtration, Research (London), **3**, № 6, 254 (1950).
21. K. Rietema, Overzicht van Filtratietheorieën, De Ingenieur, **63**, № 4, ch. 1 (1951).
22. S. A. Miller, Recent advances in filtration theory, Chem. Eng. Progr., **47**, № 10, 497 (1951).
23. H. P. Grace, What type filter and why, Chem. Eng. Progr., **47**, № 10, 502 (1951).

24. B. Waeser, Die Technik des Filtrierens und Klärens, Deut. Farben-Z., 6, № 10, 393 (1952).
25. E. L. Streatfield, Filtration, Chem. Proc. Eng., 34, № 2, 44 (1953); 35, № 5, 143 (1954).
26. R. Heide, Klarfiltration, Chem.-Ztg., 77, № 5, 145 (1953); 77, № 6, 181 (1953); 77, № 7, 208 (1953).
27. H. Miessner, Filtration, Fette u. Seifen, 55, № 10, 714 (1953).
28. H. Trawinski, Die mechanische Behandlung von Flüssigkeitsströmen und Schlämmen zur Trennung in Feststoffe und Klarflüssigkeiten, Chem.-Ztg., 78, № 11, 357 (1954); № 12, 387 (1954).
29. K. Fischbeck, La filtration, Chem. et ind., 72, № 4, 1159 (1954).
30. Ямадзак, Изучение фильтрования за последние годы, Chem. Eng. (Japan), 18, № 11, 568 (1954).
31. J. C. Smith, How to approach your separation problem, Chem. Eng., № 6, 177 (1955).
32. J. M. Chalmers, L. R. Elledge, H. F. Porter, Filters, Chem. Eng., № 6, 191 (1955).
33. J. Pratt, A guide to industrial filtration, Ind. Chem., 31, № 368, 452 (1955); 31, № 371, 607 (1955).
34. B. H. Refson, Filtration, filters and filter media, Chem. Prod., 18, № 11, 411 (1955); 18, № 12, 467 (1955); 19, № 1, 17 (1956); 19, № 3, 116 (1956); 19, № 4, 155 (1956); 19, № 6, 237 (1956); 19, № 8, 326, 334 (1956).
35. F. Frehn, W. Hotop, G. Stempel, Filtern aus Sintermetallen. Aufbau, Werkstoffeigenschaften und Einsatzmöglichkeiten, Dechema Monographien, 28, № 363—391, 137 (1956).
36. A. F. Orlicek, Die physikalischen Grundlagen der Filtration, Dechema Monographien, 26, № 311—331, 199 (1956).
37. A. Klein, La filtration industrielle, Ind. Chim., 44, № 482, 262 (1957).
38. G. Osgood, Filters and filtering media, Man. Chem., 28, № 12, 545, 553 (1957).
39. D. B. Purchas, Filtration theory can be useful, Chem. Prod., 20, № 4, 149 (1957).
40. A. C. Wrotpowski, Nonwoven filter media, Chem. Eng. Progr., 53, № 7, 313 (1957).
41. O. R. Herfurth, Filtration und Filtriermittel, Seifen—Öle—Fette—Wachse, 84, № 5, 130 (1958).
42. H. K. Suttle, Filtration, Chem. Proc. Eng., 39, № 4, 125 (1958).
43. Н. В. Шпанов, Промышленная фильтрация, Хим. наука и пром., 3, № 6, 777 (1958).
44. E. Hatschek, The mechanism of filtration, J. Soc. Chem. Ind., 27, № 11, 538 (1908).
45. C. Almy, W. K. Lewis, Factor determining the capacity of a filter press, Ind. Eng. Chem., 4, № 7, 528 (1912).
46. W. K. Lewis, Chem. Met. Eng., 27, № 12, 594 (1922).
47. D. R. Sperry, The principles of filtration, Metall. and Chem. Eng., 15, № 4, 198 (1916); 17, № 4, 161 (1917).
48. D. R. Sperry, F. Baker, A study of the fundamental laws of filtration using plant scale equipment, Ind. Eng. Chem., 13, № 12, 1163 (1921).
49. D. R. Sperry, A new method of conducting filtration tests, Ind. Eng. Chem., 18, № 3, 276 (1926).
50. D. R. Sperry, Effect of pressure on fundamental filtration equations when solids are non-rigid or deformable, Ind. Eng. Chem., 20, № 9, 892 (1928).
51. D. R. Sperry, Analysis of filtration data, Ind. Eng. Chem., 36, № 4, 323 (1944).
52. F. Baker, A study of the fundamental laws of filtration using plant-scale equipment, Ind. Eng. Chem., 13, № 7, 610 (1921).
53. M. B. Donald, R. D. Huppeman, A study of the conditions of constant rate of flow in filter presses, Trans. Inst. Chem. Eng., 1, 97 (1923).
54. J. W. Hinchley, Studies in filtration, Trans. Inst. Chem. Eng., 3, 24 (1925).
55. H. J. Waterman, J. P. M. van Gilse, Determination of the filtration constants for carboraffine and norit, Rec. trav. chim. Pays-Bas, 43, 757 (1924).
56. H. J. Waterman, A. Danvillier, The determination of the filtration constants of various charcoals, Rec. trav. chim. Pays-Bas, 45, 628 (1926).
57. H. C. Weber, R. L. Hershey, Some practical applications of the Lewis filtration equation, Ind. Eng. Chem., 18, № 4, 341 (1926).
58. J. W. Hinchley, S. G. M. Ure, B. W. Clarke, Studies in filtration, J. Soc. Chem. Ind., 45, № 1, 1T (1926).
59. H. L. Olin, F. V. Morrison, J. S. Rogers, G. H. Nelson, The properties and functions of filter aids, Trans. Am. Inst. Chem. Eng., 18, 379 (1926).
60. A. J. V. Underwood, A critical review of published experiments on filtration, Trans. Inst. Chem. Eng., 4, 19 (1926).
61. A. J. V. Underwood, Filtration equations for compressible sludges, J. Soc. Chem. Ind., 47, № 46, 325T (1928).
62. R. E. Montonna, Studies on mechanism of filtration, Chem. Met. Eng., 34, № 2, 86 (1927).
63. J. A. Pickard, The mechanical basis of filtration, Ind. Chem., № 5, 186, 200 (1928).
64. J. P. M. van Gilse, P. J. H. van Ginneken, H. J. Waterman, Studies in filtration, J. Soc. Chem. Ind., 49, № 46, 444T (1930); 49, № 52, 483T (1930); 50, № 5, 41T (1931); 50, № 12, 95T (1931).
65. B. F. Ruth, G. H. Montillon, R. E. Montonna, Studies in filtration, Ind. Eng. Chem., 25, № 1, 76 (1933); 25, № 2, 153 (1933).
66. B. F. Ruth, Studies in filtration, Ind. Eng. Chem., 27, № 6, 708 (1935); 27, № 7, 806 (1935).
67. B. F. Ruth, L. L. Kempe, An extension of the testing methods and equations of batch filtration practice to the field of continuous filtration, Trans. Am. Inst. Chem. Eng., 33, № 1, 34 (1937).
68. B. F. Ruth, Correlating filtration theory with industrial practice, Ind. Eng. Chem., 38, № 6, 564 (1946).
69. P. C. Carman, A study of the mechanism of filtration, J. Soc. Chem. Ind., 52, № 36, 280T (1933); 53, № 22, 159T (1934); 53, № 38, 301T (1934).
70. P. C. Carman, Fundamental principles of industrial filtration, Trans. Inst. Chem. Eng., 16, 168 (1938).
71. P. C. Carman, The action of filter aids, Ind. Eng. Chem., 30, № 10, 1163 (1938).
72. W. N. Arnquist, Note on the filtering action of porous media, J. Appl. Phys., 8, № 5, 363 (1937).
73. E. L. McMillen, H. A. Webber, Filtration. Accuracy for prediction of plant operation from test data, Ind. Eng. Chem., 30, № 6, 708 (1938).
74. M. G. Larian, An analysis of recent filtration equations, Filtration at constant pressure, Trans. Am. Inst. Chem. Eng., 35, 623 (1939).
75. Н. Н. Егоров, О расчетах фильтрации при постоянной скорости, Нефтяное хозяйство, № 9, 26 (1950).
76. Н. Ф. Богданов, Вестник инженеров и техников, № 2, 55 (1951); № 6, 274 (1951); № 1, 27 (1953).
77. Н. К. Антонович, Фильтрационный анализ керамических суспензий, Стекло и керамика, № 10, 17 (1956).
78. И. И. Циркин, В. А. Жужиков, Закономерности процесса разделения суспензий на цилиндрической фильтровой перегородке, Хим. пром., № 8, 63 (1968).
79. И. И. Циркин, В. А. Жужиков, Закономерности процесса фильтрования с образованием осадка на фильтровой перегородке цилиндрической формы с малым радиусом кривизны, Хим. пром., № 2, 57 (1970).
80. P. H. Hermans, H. L. Bredée, Zur Kenntniss der Filtrationsgesetze, Rec. trav. chim. Pays-Bas, 54, № 7—8, 680 (1935).

81. P. H. Hermans, H. L. Bredée, Principles of the mathematical treatment of constant pressure filtration, *J. Soc. Chem. Ind.*, **55**, № 2, 1T (1936).
82. Т. Ф. Дмитриева, А. Б. Пакшвер, Фильтрация вязких суспензий, *Хим. пром.*, № 11, 20 (1951).
83. P. M. Heertjes, H. Haas, Studies in filtration, *Rec. trav. chim. Pays-Bas*, **68**, № 6, 361 (1949).
84. P. M. Heertjes, Studies in filtration. Blocking filtration, *Chem. Eng. Sci.*, **6**, № 4—5, 190 (1957).
85. P. M. Heertjes, Studies in filtration. The initial stages of the cake filtration, *Chem. Eng. Sci.*, **6**, № 6, 269 (1957).
86. H. P. Grace, Structure and performance of filter media, *A. I. Ch. E. Journal*, **2**, № 3, 307 (1956).
87. Сато Такао, Сопротивление фильтровальной ткани, содержащей в порах частицы осадка. Указания по выбору фильтрующих сред, *Chem. Eng. (Japan)*, **21**, № 8, 481 (1957).
88. J. F. Zieveers, R. W. Grain, W. L. Werchun, Prediction of particle size retention for papers, felts and nonwoven fabrics, *Chem. Eng. Progr.*, **53**, № 10, 493 (1957).
89. Фудзии, Иокотти, Китахара, Методика проведения опытов по определению свойств фильтровальных перегородок, *Statist. Quality Control (Japan)*, **8**, № 12, 962 (1957).
90. В. А. Жужиков, Определение фильтрационных констант, Диссертация, МХТИ им. Д. И. Менделеева, 1947.
91. В. А. Жужиков, Определение фильтрационных констант, *Хим. пром.*, № 9, 19 (1948).
92. O. T. Zimmerman, I. Lavine, Chemical Engineering Laboratory Equipment, New Hampshire, 1943.
93. N. J. Hassett, Filtration theory and practice, *Brit. Chem. Eng.*, **2**, № 3, 136 (1957).
94. D. Porter, Analysis of constant-pressure filtration data, *Ind. Eng. Chem., Anal. Ed.*, **15**, № 4, 269 (1943).
95. А. Г. Белкин, Фильтрация суспензий, *Хим. пром.*, № 7—8, 10 (1946).
96. Н. В. Шпанов, Расчет и конструирование химических аппаратов и машин, Труды НИИхиммаш, сб. № 9, Машгиз, 1951, стр. 14.
97. Сато, Ямадзак, Определение постоянных фильтрования на непрерывно действующем барабанном вакуум-фильтре, *Chem. Eng. (Japan)*, **21**, № 6, 391 (1957).
98. D. B. Purchas, The sizing of rotary vacuum filters, *Brit. Chem. Eng.*, **2**, № 3, 132 (1957); **2**, № 4, 196 (1957).
99. G. Netzel, Eine neue Methode zur Leistungsbestimmung von kontinuierlichen Filters, *Chem. Ztg.*, **59**, № 69, 701 (1935).
100. Ch. F. Bonilla, Interpretation of constant rate filtration data, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **34**, 243 (1938).
101. F. M. Tiller, The role of porosity in filtration, *Chem. Eng. Progr.*, **49**, № 9, 467 (1953); **51**, № 6, 282 (1955).
102. В. А. Жужиков, Способы определения удельного сопротивления осадков для процесса фильтрования при постоянной разности давлений, *Хим. машиностроение*, № 2, 17 (1960).
103. P. C. Carman, Fluid flow through granular beds, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **15**, 150 (1937).
104. P. C. Carman, Determination of the specific surface of powders, pt. 1, 2, *J. Soc. Chem. Ind.*, **57**, № 7, 225 (1938); **58**, № 1, 1 (1939).
105. J. M. Coulson, The flow of fluids through granular beds: effect of particle shape and voids in streamline flow, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **27**, 237 (1949).
106. Сирато, Окамура, Закономерности разделения суспензий различных каолинов фильтрованием при постоянной разности давлений, *Chem. Eng. (Japan)*, **23**, № 1, 11 (1959); № 4, 226 (1959).
107. W. L. Ingmanson, Filtration resistance of compressible materials, *Chem. Eng. Progr.*, **49**, № 11, 577 (1953).
108. В. В. Кафаров, Т. А. Малиновская, О возможности моделирования процесса фильтрации на основе анализа структуры осадка, *Хим. пром.*, № 8, 34 (1956).
109. В. В. Кафаров, Некоторые вопросы современного состояния науки о процессах и аппаратах химической технологии, *Ж. прикл. хим.*, **30**, № 10, 1449 (1957).
110. B. W. Wilson, The permeability of beds of microscopic spheres, *Austr. J. Appl. Sci.*, **4**, № 2, 300 (1953).
111. В. Д. Пономарев, Л. П. Ни, К теории фильтрации, *Ж. прикл. хим.*, **25**, № 7, 730 (1952).
112. S. M. Walas, Resistance to filtration, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **42**, № 5—6, 783 (1946).
113. В. Д. Пономарев, Л. П. Ни, Зависимость удельного сопротивления при фильтрации от диаметра частиц и пористости, *Изв. АН КазССР*, № 118, 3 (1953).
114. Сато, Такао, Зависимость удельного сопротивления осадков при фильтровании от среднего диаметра частиц, по форме близких к шару и по размеру менее 100 мкм, *Chem. Eng. (Japan)*, **22**, № 1, 25 (1958).
115. М. Я. Мешенгиссер, Определение удельного сопротивления осадка при фильтрации по гранулометрическому составу твердой фазы и пористости, *Хим. машиностроение*, № 2, 31 (1959).
116. H. E. Rose, An investigation into the laws of flow of fluids through beds of granular materials, *Inst. Mech. Engrs, Appl. Mech., Proceed.*, **153**, № 5, 141 (1945).
117. L. E. Brownell, D. L. Katz, Flow of fluids through porous media, *Chem. Eng. Progr.*, **43**, № 10, 537 (1947); № 11, 601 (1947); № 12, 703 (1947).
118. L. E. Brownell, H. S. Dombrowski, C. A. Dickey, Pressure drop through porous media, *Chem. Eng. Progr.*, **46**, № 8, 415 (1950).
119. L. E. Brownell, D. C. Gami, R. A. Miller, W. F. Nekarvis, Pressure drop through porous media, *A. I. Ch. E. Journal*, **2**, № 1, 79 (1956).
120. Г. М. Знаменский, Некоторые уточнения теории промышленной фильтрации, Труды Киевского технологического института пищевой промышленности, вып. 6, 1947, стр. 45.
121. Г. М. Знаменский, Методика расчета промышленных фильтрационных установок на основе уточненной теории фильтрации, Труды Киевского технологического института пищевой промышленности, вып. 9, 1950, стр. 9.
122. Ф. А. Редько, Теория фильтрации Г. М. Знаменского, Труды Киевского технологического института пищевой промышленности, вып. 16, 1956, стр. 191.
123. Н. Г. Бойченко, О методике исследования процесса фильтрования, Труды Киевского технологического института пищевой промышленности, вып. 9, 1950, стр. 51.
124. З. С. Шлипенко, О сжимаемости осадков при фильтрации. сатурационных соков на сахарных заводах, Труды Киевского технологического института пищевой промышленности, вып. 9, 1950, стр. 31.
125. Н. Г. Бойченко, Исследование процесса фильтрования заторов в пивоваренном производстве, Труды Киевского технологического института пищевой промышленности, вып. 19, 1958, стр. 137.
126. K. Rietema, Stabilizing effects in compressible filter cakes, *Chem. Eng. Sci.*, **2**, № 2, 88 (1953).
127. A. S. Michaels, C. S. Lin, Permeability of kaolinite, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, № 6, 1239 (1954).
128. А. Е. Шейдеггер, Физика течения жидкостей через пористые среды, пер. с англ., Гостехиздат, 1960.
129. H. P. Grace, Resistance and compressibility of filter cakes, *Chem. Eng. Progr.*, **49**, № 6, 303 (1953); **49**, № 7, 367 (1953).

130. С. А. Балезии, Г. С. Парфенов, Основы физической и коллоидной химии, Изд. «Просвещение», 1964.
131. Сб. «Электрокинетические свойства капиллярных систем», под ред. П. А. Ребиндера, Изд. АН СССР, 1956.
132. О. Н. Григоров, Н. А. Новикова, Фильтрационная способность и электрокинетический потенциал капиллярных систем, Коллоид. ж., 17, № 4, 278 (1955).
133. М. М. Кусakov, П. А. Ребиндер, К. Е. Зинченко, Поверхностные явления в процессах фильтрации нефти, ДАН СССР, Новая серия, 28, № 5, 432 (1940).
134. С. Е. Харин, Г. М. Попова, М. В. Ажорская, Коллоидно-химические факторы при фильтрации, Коллоид. ж., 6, № 5, 425 (1940).
135. F. A. Friedel, Zur Theorie der Filtration von Flüssigkeiten, Chem.-Ing.-Techn., 21, № 19/20, 382 (1949).
136. Я. М. Сыркин, Л. А. Бериштейн, К. М. Киселева, Применение вакуум-фильтров для обезживания керамических шликеров, Стекло и керамика, № 10, 22 (1956).
137. P. S. Jacobsen, J. E. Mauser, Flocculation improves vacuum filtration, Coal Age, 62, № 12, 74 (1957).
138. A. P. R. Choudhury, D. A. Dahlstrom, Prediction of cake-washing results with continuous filtration equipment, A. I. Ch. E. Journal, 3, № 4, 433 (1957).
139. Н. Н. Долгополов, В. С. Соколов, Н. М. Караваев, О применении интенсивных ультразвуковых колебаний в аналитической практике, Зав. лаб., № 2, 146 (1954).
140. Сирато, Окамура, Фильтрование суспензий глины при постоянной разности давлений, Chem. Eng. (Japan), 20, № 12, 678 (1956).
141. W. Mehner, Gasausscheidung als Ursache des Filtereffekt, Chem. Fabrik, 10, № 1/2, 2 (1937).
142. Ch. Fuhrmeister, Improving filtration and filtration rates, Chem. Eng. Progr., 47, № 11, 550 (1951).
143. E. Treiber, O. F. Fex, Über den Einfluss verschiedener Xanthogenierungsbedingungen im Laboratorium auf den Filterwert der Viscose, Svenck papperstidn., 58, № 17, 605, 609 (1955).
144. Н. П. Кондратьев, Ю. А. Клячко, Зависимость плотности осадка от порядка осаждения, Хим. наука и пром., 2, № 2, 267 (1957).
145. F. Rodis, Verfahren und Vorrichtung zur Erhöhung der Absatzgeschwindigkeit und Verbesserung der Filterarbeit von durch Fällung entstandenen Niederschlägen, пат. ГДР 6003, 1953 г.
- 145a. Н. У. Койда, О применении теории подобия при фильтрации жидкости, Ж. физ. химии, 34, № 4, 789 (1960).
146. F. H. Rhodes, Washing in filtration, Ind. Eng. Chem., 26, № 12, 1331 (1934).
147. А. А. Комаровский, Исследование процесса промывки на фильтрах, Труды Новочеркасского политехнического института, Хим. часть, вып. 20, 1950, стр. 3.
148. H. E. Crosier, L. E. Brownell, Washing in porous media, Ind. Eng. Chem., 44, № 3, 631 (1952).
149. П. Я. Крайний, М. Л. Варламов, А. Г. Большаков, Э. К. Лопатто, Л. С. Фошко, К вопросу о методике расчета промывки осадка на фильтрах, Научные записки Одесского политехнического института, 2, № 2, 3 (1954).
150. D. U. Rosenberg, Mechanics of steady state single-phase fluid displacement from porous media, A. I. Ch. E. Journal, 2, № 1, 55 (1956).
151. E. A. Ulrich, Cake washing performance of leaf filters, Sugar, 49, № 8, 45 (1954).
152. L. E. Brownell, G. B. Gudz, Blower requirements of rotary-drum vacuum filters, Chem. Eng., 56, № 9, 112 (1949).
153. N. T. Burdine, Relative permeability calculations from pore size distribution data, J. Petrol. Technol., 5, № 3, 71 (1953).
154. Ch. E. Silverblatt, D. A. Dahlstrom, Moisture content of a fine coal filter cake. Effect of viscosity and surface tension, Ind. Eng. Chem., 46, № 6, 1201 (1954).
155. H. S. Dombrowski, L. E. Brownell, Residual equilibrium saturation of porous media, Ind. Eng. Chem., 46, № 6, 1207 (1954).
156. W. Batel, Vorgänge bei der mechanischen Entwässerung, Chem.-Ing.-Techn., 26, № 8/9, 497 (1954).
157. W. Batel, Vorausberechnung der Restfeuchtigkeit bei der mechanischen Flüssigkeitsabtrennung, Chem.-Ing.-Techn., 27, № 8/9, 497 (1955).
158. W. Batel, Aufnahmevermögen körniger Stoffe für Flüssigkeiten im Hinblick auf verfahrenstechnische Prozesse, Chem.-Ing.-Techn., 28, № 5, 343 (1956).
159. P. A. Nelson, D. A. Dahlstrom, Moisture-content correlation of rotary vacuum filter cakes, Chem. Eng. Progr., 53, № 7, 320 (1957).
160. L. Prandtl, Führer durch die Strohungslehre, 3 Aufl., Braunschweig, 1949, S. 26.
161. A. Manger, Die Entwässerung des Kohlschlammes durch Filtration, Brennstoffchemie, 13, № 8, 147 (1932).
162. Я. М. Сыркин, Л. А. Бериштейн, К. М. Киселева, Применение вакуум-фильтров для обезживания керамических шликеров, Стекло и керамика, № 10, 22 (1956).
163. J. Allerton, L. E. Brownell, D. L. Katz, Through drying of porous media, Chem. Eng. Progr., 45, № 10, 619 (1949).
164. L. E. Brownell, H. E. Crosier, Blower and heat requirements of rotary vacuum filter-dryers, Chem. Eng., № 10, 124, 170 (1949).
165. В. А. Жужиков, О расчете периодически действующих фильтров, Хим. пром., № 1, 12 (1950).
166. В. А. Жужиков, Определение оптимальной продолжительности фильтрации периодически действующих фильтров с учетом сопротивления фильтрующей перегородки, Сб. «Процессы и аппараты химической технологии», под ред. проф. А. Г. Касаткина, Госхимиздат, 1953.
167. А. Ф. Фаин-Юнг, Производительность фильтров периодического действия, Хим. пром., № 10, 31 (1953).
168. A. F. Orlicek, A. Schmidt, H. Schmidt, Die optimale Leistungsfähigkeit von Filterpressen und anderen diskontinuierlich betriebenen Filtermaschinen, Chem. Ztg., 78, № 8, 266 (1954).
169. В. В. Стрельцов, Расчет оптимального режима работы фильтров периодического действия, Хим. пром., № 5, 35 (1955).
170. А. А. Комаровский, В. В. Стрельцов, О расчете оптимального режима работы фильтров периодического действия, Хим. пром., № 3, 173 (1958).
171. N. Epstein, Graphical determination of maximum capacity of a washing filter press, Can. J. Technol., 32, № 4, 164 (1954).
172. J. G. Brown, Reversible filtration, Chem. Eng. Progr., 52, № 6, 238 (1956).
173. В. Д. Попов, Об аналогии процессов фильтрации и наклеообразования, Труды Киевского технологического института пищевой промышленности, вып. 13, 1953, стр. 147.
174. В. А. Жужиков, О выборе продолжительности работы выпарного аппарата, Хим. пром., № 1, 71 (1959).
175. И. И. Воронцов, Опыт приближенного расчета фильтровальных аппаратов, Анил.-крас. пром., № 2, 83 (1935).
176. K. Schaum, Studien über den Filtrationsvorgang, Koll. Z., 34, № 1, 1 (1924).
177. K. J. Reeves, Optimum dilution in viscous liquid filtration, Ind. Eng. Chem., 39, № 2, 203 (1947).
178. L. Ubbelohde, Zur Viskosität, 6 Aufl., Leipzig, 1944.
179. A. F. Orlicek, A. Schmidt, Die optimale Verdünnung bei der Filtration viskoser Flüssigkeiten, Chem.-Ing.-Techn., 24, № 8, 457 (1952).
180. G. H. Göttnner, Die «wirtschaftlichste Verdünnung» bei der Filtration von Mischungen, Erdöl und Kohle, 7, № 5, 286 (1954).

181. H. Autenrieth, Filterleistung von Trommelfiltern. Einfluss des Eindickungsgrades des Aufgabegutes, des Filterbespannungswiderstandes und Durchlässigkeit des Filterkuchens, *Chem.-Ing.-Techn.*, **25**, № 12, 731 (1953).
182. C. D. Hollaud, J. F. Woodham, Continuous vacuum rotary filters, *Petrol. Refiner*, **35**, № 2, 149 (1956).
183. Сато, Ямадзак, Зависимость между числом оборотов и производительностью непрерывно действующего вакуум-фильтра, *Chem. Eng. (Japan)*, **20**, № 10, 541 (1956).
184. N. Nickolaus, D. A. Dahlstrom, Theory and practice of continuous pressure filtration, *Chem. Eng. Progr.*, **52**, № 3, M87 (1956).
185. D. A. Dahlstrom, D. B. Purchas, Scale up continuous filters this way, *Petrol. Refiner*, **36**, № 9, 273 (1957).
186. Ф. А. Редько, Расчетные формулы для непрерывно действующих барабанных фильтров, Труды Киевского технологического института пищевой промышленности, вып. 16, 1956, стр. 183.
187. В. А. Жужиков, Закономерности фильтрования при разделении сгущенных суспензий на фильтре, *Хим. пром.*, № 6, 66 (1959).
188. В. А. Жужиков, Закономерности фильтрования при разделении расслаивающихся суспензий на фильтре, *Хим. пром.*, № 4, 51 (1960).
189. П. А. Кулиш, Закономерности процесса разделения суспензий в условиях взаимодействия процессов фильтрации и осаждения, Труды Киевского технологического института пищевой промышленности, вып. 17, 1957, стр. 91; Исследование работы фильтрпрессов в условиях взаимодействия процессов фильтрации и осаждения, Изв. высш. уч. зав., Пищевая технология, № 5, 130 (1960).
190. А. Н. Удадовский, Фильтрующие перегородки для корродирующих суспензий, Диссертация, НИУИФ, 1947.
191. И. В. Пискарев, Фильтровальные ткани из стекловолокна, *Легкая пром.*, № 7, 8 (1957).
192. Г. А. Максудов, И. И. Булыгин, Фильтровальные ткани из синтетических волокон, Сообщения о научно-технических работах, Госхимиздат, 1957, стр. 16 (Обмен опытом, № 1, НИУИФ).
193. В. И. Панасюк, Ш. К. Атрашева, Н. В. Кожухова, О стеклянных фильтровальных тканях, *Хим. пром.*, № 3, 41 (1954).
194. O. Herfurth, Über die Einsatzmöglichkeiten der PeCe-Faser in der Filtrationstechnik, *Zellwolle, Kunstseide, Seide*, **45**, № 8, 219 (1940).
195. K. Fabel, Neuere vollsynthetische Fasern, *Mell. Textilber.*, **31**, № 1, 110 (1950).
196. A. Foulon, Perlion-filter, *Bertiébs-Oconom*, **12**, № 7, 345 (1959).
197. I. Vitès, L. Kovács, Perlion szűrő-szítaszövet vizsgálat, *Hidrologiai közlöny*, **39**, № 1, 78 (1959).
198. Д. Г. Бронштейн, Перлоновая фильтрующая ткань, *Сахарная пром.*, № 12, 58 (1956).
199. J. Mlchova, J. Svědová, Polyamidové filtrační tkaniny v cukrovarnictví, *Listy Cukrovarn.*, **75**, № 2 (1959), Inform. služba, 1—3.
200. Фр. пат. 1109554, 1956 г.
201. C. Agte, K. Ocetec, *Metallfilter*, Berlin, 1957.
202. Г. В. Самсонов, С. Я. Плоткин, Металлокерамические материалы для химической промышленности, *Хим. пром.*, № 2, 42 (1958).
203. Don McBride, Stainless steel filters, *Purdue Eng.*, **51**, № 5, 38 (1956).
204. М. А. Матвеев, К. А. Смирнова, Пористые силикатные изделия, *Промстройиздат*, 1956.
205. E. L. Neu, H. T. Kobata, P. W. Leppla, Precoat scale up from lab size filter test leaf, *Chem. Eng. Progr.*, **54**, № 6, 65 (1958).
206. G. R. Bell, F. B. Hutto, Analysis of rotary precoat filter operation — new concepts, pt. 1, 2, *Chem. Eng. Progr.*, **54**, № 12, 69 (1958); **55**, № 1, 75 (1959).
207. F. A. Beutler, Anschwemmfilter, *Chem. Rund.*, **11**, № 10, 259 (1958).
208. Каталог-справочник «Фильтры для жидкостей», ч. I и II, ЦИНТИхимнефтемаш, 1965.
209. Яп. пат. 3448, 1961 г.
210. Н. А. Ковбаса, Гуммированный барабанный вакуум-фильтр БШР-3-1,75 с шатровой крышей, *Хим. машиностроение*, № 6, 12 (1959).
211. В. А. Жужиков, Исследование процесса фильтрования, Докторская диссертация, МХТИ им. Д. И. Менделеева, 1961.
212. В. А. Жужиков, К закономерностям фильтрования при разделении расслаивающихся суспензий, *Хим. пром.*, № 5, 51 (1963).
213. Иосиока Наоя и др., Исследование фильтра-отстойника, *Кагаку когаку*, **25**, № 5, 318 (1961).
214. Пат. США 2956016, 1960 г.
215. Пат. ФРГ 974446, 1960 г.
216. Современные барабанные вакуум-фильтры, ЦИНТИхимнефтемаш, 1970.
217. Фильтры под давлением, ЦИНТИхимнефтемаш, 1969.
218. Современные фильтрпрессы, ЦИНТИхимнефтемаш, 1970.
219. Англ. пат. 870152, 1961 г.
220. Фр. пат. 1279340, 1961 г.
221. R. Strumann, Über den Einfluss der Sedimentation auf die Filtration, Dissertation, Basel, 1962.
222. R. Strumann, Einfluss der Sedimentation auf die Filtration, *Chem.-Ing.-Techn.*, **35**, № 10, 715 (1963).
223. C. F. Cornell, R. C. Emmet, D. A. Dahlstrom, The Rotobelt filter. New tools in minerals beneficiation, *Mining Eng.*, **10**, № 2, 253 (1958).
224. C. F. Cornell, D. A. Dahlstrom, The belt filter concept, *Chem. Eng. Progr.*, **55**, № 12, 68 (1959).
225. R. Martin, Entwicklung der Kieselgurfiltrationstechnik und ihre wirtschaftliche Anwendung in der Praxis, Weinberg und Keller, **11**, № 8, 399 (1964).
226. R. J. Wheeler, Filteraids, *Filtration*, **1**, № 1, 41 (1964).
227. G. Vernois, Filtration continue, *Génie chim.*, **78**, № 3, 66 (1957).
228. Сато, Ямадзак, Непрерывно действующий вакуум-фильтр упрощенной конструкции, *Chem. Eng. (Japan)*, **21**, № 5, 300 (1957).
229. Пат. ФРГ 1006396, 1957 г.
230. Пат. США 2712387, 1955 г.
231. H. Rumpelt, Eindicker-Drehfilter, *Chem.-Ing.-Techn.*, **25**, № 6, 312 (1953).
232. И. В. Пискарев, Новые фильтровальные ткани, *Хлопчатобум. пром.*, Научно-технич. сборник, № 5, 1960, стр. 26.
233. The Encyclopedia of chemical process equipment, New York, 1964, p. 389—394.
234. P. W. Leppla, Filteraids to improve filtration, *Ind. Eng. Chem.*, **54**, № 5, 40 (1962).
235. Пат. США 2720315, 1955 г.
236. H. Wilke, Erfahrungen mit Einschichtenfiltern in der Verfahrenstechnik, *Chem.-Ing.-Techn.*, **30**, № 4, 219 (1958).
237. Э. Н. Гинзбург, И. Л. Гофман и др., Рефераты Научно-исследовательских работ за 1957 г., Труды НИУИФ, ч. 1, вып. 163, Госхимиздат, 1959, стр. 96.
238. Пат. ФРГ 944368, 1956 г.
239. Uses novel rotating-tray filter, *Chem. Eng.*, **61**, № 6, 128 (1954).
240. Better washing on new turnable filter, *Chem. Eng.*, **61**, № 6, 296, 298 (1954).
241. R. Berline, La filtration spéciale en technique industrielle, *Génie chim.*, **73**, № 5, 130 (1955).
242. Иосино, Ямада, Современные фильтры, *Chem. Eng. (Japan)*, **23**, № 12, 831 (1959).
243. Л. Е. Берлин, А. А. Соколовский, Ленточные вакуум-фильтры в производстве борной кислоты, *ЖХП*, **17**, № 8, 21 (1940).
244. Б. Н. Борисоглебский, Ленточные вакуум-фильтры, *Хим. машиностроение*, № 7, 9 (1940).
245. Э. Н. Гинзбург, Ленточный вакуум-фильтр новой конструкции, *Хим. пром.*, № 3, 15 (1951).

246. Пат. США 2688406, 1954 г.
247. M. J. Thomas, Filter aids speed up «difficult» filtration, Chem. Eng., 68, № 6, 141 (1961).
248. H. Kretzschmar, Die Filterhilfsmittel und ihre Anwendung, Österreichische chemiker Zeitung, 65, № 10, 312 (1964).
249. Авт. свид. СССР 100150, 1951 г.
250. Авт. свид. СССР 116608, 1958 г.
251. Б. А. Векслер, Диатомиты, их обработка и применение для целей фильтрования в крахмально-паточной промышленности, Диссертация, Москва, 1947.
252. Г. М. Кочкин, М. Я. Мешенгиссер, Автоматический фильтрпресс, осуществляющий фильтрацию в оптимальных условиях, Хим. и нефт. машиностроение, № 7, 1 (1965).
253. В. А. Векслер, Ж. Я. Сандлер, Н. С. Шнпупнова, Облагораживание диатомита Забалуевского месторождения, Сахарная пром., № 4, 52 (1963).
254. W. Batel, Filtrapparate, Chem.-Ing.-Techn., 30, № 12, 823 (1958).
255. W. L. Carpenter, R. B. Johnson, B. B. Doll, Evaluation of fly ash as a precoat on vacuum sludge filters, Paper Trade J., 143, № 21, 26 (1963).
256. Automatic cycling of plate and frame type filter presses, Chem. Eng. Progr., 52, № 4, 57 (1956).
257. Англ. пат. 713698, 1954 г.
258. Шведск. пат. 157268, 1956 г.
259. W. Böttlich, Entwicklungstendenzen der mechanischen Flüssigkeitsabtrennung, Bergakademie, 16, № 11, 689 (1964).
260. Cake indicator automates filter, Chem. Eng., 65, № 1, 98, 100 (1958).
261. В. В. Бельский, Автоматизированный листовой вертикальный фильтр под давлением с механизированной выгрузкой осадка, Хим. машиностроение, № 4, 6 (1959).
262. В. А. Чемезов, Г. П. Баранов, Исследование фильтрационных свойств вспомогательных веществ, Хим. пром., № 2, 53 (1961).
263. Г. П. Баранов, Ю. Ф. Ивин, В. А. Чемезов, Исследование разделения суспензии гидроокиси железа фильтрованием с использованием вспомогательных веществ, Хим. пром., № 3, 49 (1962).
264. М. Г. Горштейн, С. А. Дегтярева, М. А. Вннкурова, Фильтрование расплавленной серы с применением слоя вспомогательного вещества, Хим. пром., № 11, 45 (1964).
265. В. А. Жужиков, Аналогия гидродинамического процесса фильтрования и термокинетического процесса затвердевания, Хим. пром., № 7, 34 (1964).
266. Сирато, Момпей, Степень извлечения жидкой фазы суспензии при обратимом непрерывном фильтровании с промывкой осадка, Chem. Eng. (Japan), 22, № 2, 119 (1958).
267. Авт. свид. СССР 113240, 1957 г.
268. C. Heide, Arbeitsmöglichkeiten mit Kerzendruckfiltern, Chem.-Ztg., 82, № 21, 768 (1958).
269. P. J. King, Filtration: recent advances, Manufact. Chemist, 31, № 8, 337 (1960).
270. D. B. Purchas, Filtration in the chemical and process industries. 1, Filtration, 1, № 5, 256 (1964).
271. J. L. Englesberg, Filtration theory and practice, Ind. Eng. Chem., 56, № 10, 65 (1964).
272. H. K. Suttle, Filtration, Chem. and Proc. Eng., 45, № 4, 175 (1964).
273. J. R. Norman, Filtration — a review, Austral. Chem. Eng., 5, № 12, 3 (1964).
274. W. B. Dobie, A review of recent filtration theory, Trans. Inst. Chem. Eng., 43, № 8, 225 (1965).
275. H. Brenner, Three dimensional filtration on a circular leaf, A. I. Ch. E. Journal, 7, № 4, 666 (1961).
276. J. C. Sharbaugh, Practical filtration formulas, Chem. Eng., 69, № 25, 153 (1962).
277. M. G. Perry, Filter cakes-1, Filtration, 1, № 5, 253 (1964).
278. M. G. Perry, Filter cakes-2, Filtration and Separation, 2, № 1, 28 (1965).
279. F. M. Tiller, The role of porosity in filtration, Chem. Eng. Progr., 49, № 9, 467 (1953); 51, № 6, 282 (1955).
280. F. M. Tiller, The role of porosity in filtration, A. I. Ch. E. Journal, 4, № 2, 170 (1958).
281. F. M. Tiller, H. R. Cooper, The role of porosity in filtration, A. I. Ch. E. Journal, 6, № 4, 595 (1960); 8, № 4, 445 (1962).
282. F. M. Tiller, M. Shirato, The role of porosity in filtration, A. I. Ch. E. Journal, 10, № 1, 61 (1964).
283. K. J. Daniells, Guide to the selection of batch pressure filters for solid-liquid separation, Filtration, 1, № 4, 196 (1964).
284. C. A. Jahreis, Filter performance under field conditions, Chem. Eng. Progr., 57, № 7, 60 (1961).
285. C. A. Jahreis, Clearing up some misconceptions about liquid filtration, Chem. Eng., 70, № 23, 237 (1963).
286. C. A. Jahreis, In-plant filtration test, Filtration and Separation, 2, № 4, 308 (1965).
287. J. Wray, The filtration of fluids, Soc. Environment Eng. Sympos. and Exhibit. Proc., London, 1963. Part I, London, 1963, pp. 28—30.
288. K. Stein, A study of systematic errors in the filtration stage during filtrability determinations of viscose. Part I, II, III, Norsk. skogind., 14, № 9, 348 (1960); 14, № 10, 401 (1960); 15, № 1, 18 (1961).
289. R. Nicholson, P. Hidi, G. McIntyre, The relationship between filtrability and filtration-impeding impurities, Internat. Sugar J., 63, № 750, 173 (1961).
290. K. J. Ives, A theory of the functioning of deep filters, Fluid. Handling, № 150, 199 (1962).
291. P. Le Goff, Y. Delachambre, Etude sur modèle du colmatage d'un milieu filtrant. Ecoulement d'une suspension de microsphères a travers un empilement de macrosphères, Rev. franc. corps gras, 12, № 1, 3 (1965).
292. A. Marondas, P. Eisenklam, Clarification of suspensions: a study of particle deposition in granular media. Part 1, 2, Chem. Eng. Sci., 20, № 10, 867 (1965).
293. G. E. White, S. C. Hyman, Constant rate filtration scale-up, Chem. Eng., June 13, 219 (1960).
294. N. J. Hasset, Graphical analysis of filtration processes, Brit. Chem. Eng., 9, № 11, 753 (1964).
295. W. C. Clarke, G. Appleman, Simplifies filtration scale-up problems, Chem. Proc., 20, № 1, 160 (1957).
296. И. И. Циркин, В. А. Жужиков, О расчете процессов фильтрования с образованием сжимаемого осадка при подаче суспензии центробежными насосами, Хим. пром., № 7, 63 (1967).
297. M. G. Subba Rao, Studies in filtration, J. Madras University, B29, № 2, 109 (1959).
298. M. K. Bo, D. C. Freshwater, B. Scarlett, The effect of particle-size distribution on the permeability of filter cakes, Trans. Inst. Chem. Eng., 43, № 8, 228 (1965).
299. H. Robel, P. Güntzschel, Über ein Modelgesetz der Filtration und die Bestimmung der Filtrationsgeschwindigkeit auf Grund von Durchdringungsversuchen, Chem. Technik, 17, № 1, 16 (1965).
300. Mompei Shirato, Masao Sambuichi, Sakio Okamura, Filtration behavior of a mixture of two slurries, A. I. Ch. E. Journal, 9, № 5, 599 (1963).
301. J. I. Leonard, H. Brenner, Experimental studies of three-dimensional filtration on a circular leaf, A. I. Ch. E. Journal, 11, № 6, 965 (1965).
302. M. M. Haruni, The interface resistance in filtration, J. Chem. U. A. R., 5, № 1, 65 (1962).

303. Ph. J. Lloyd, Some applications of statistical methods to filtration technology, *Filtration and Separation*, 3, № 2, 129 (1966).
304. C. C. Dell, J. Sinha, The effect of polyelectrolytes upon the porosity of compressible filter cakes, *Filtration and Separation*, 2, № 6, 461 (1965).
305. T. A. Malinowskaja, V. V. Reinfart, M. E. Schtscherbakova, Untersuchungen über die Intensivierung des Filtrationsprocesses, *Chem. Technik*, 18, № 3, 170 (1966).
306. Ю. В. Красовицкий, В. А. Жужиков, Некоторые закономерности процесса разделения пылегазового потока фильтрованием при постоянной скорости, *Хим. пром.*, № 2, 49 (1963).
307. Ю. В. Красовицкий, В. А. Жужиков, О роли лобовых слоев фильтровальной перегородки в процессе отделения твердых частиц от газа, *Хим. пром.*, № 8, 60 (1964).
308. И. И. Берней, Вопросы теории формования асбестоцементных изделий, Диссертация, МГМИ, Магнитогорск, 1965.
309. Ю. В. Гутин, Методы определения параметров процесса фильтрации с образованием осадка, Труды НИИХиммаш, Машины и аппараты для разделения жидких неоднородных систем, 55, Изд. «Машиностроение», 1968.
310. В. А. Жужиков, О методах определения удельного сопротивления фильтровальных осадков, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 3, 29 (1966).
311. Т. А. Малиновская, Л. Ш. Найдорф, О методах определения величины удельного сопротивления осадка при фильтровании суспензий, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 6, 26 (1965).
312. Л. С. Чередниченко, Исследование процесса фильтрации каолиновой суспензии, Известия Киевского политехнического института, 28, 89 (1959).
313. Инаи Кэндзиро, Накамару Хатиро, Разделение суспензий фильтрованием, Хиросима дайгаку когакубу кэнкю хококу, 10, № 2, 139 (1962).
314. М. Б. Барбин, К. Н. Шабалин, Повышение скорости фильтрации и полноты обезвоживания осадков с применением поверхностно-активных веществ, Горный журнал, № 2, 189 (1963).
315. Т. А. Малиновская, Пути интенсификации процессов фильтрования высокодисперсных суспензий, *Хим. пром.*, № 9, 13 (1965).
316. Б. В. Дерягин, Н. Н. Захаваева, А. М. Лапшина, Исследования фильтрации растворов электролитов в высокодисперсных порошках, Исследования в области поверхностных сил, Изд. АН СССР, 1961, стр. 175.
317. В. А. Сокол, Исследование процесса формирования структуры трудно-растворимых осадков, Диссертация, МХТИ им. Д. И. Менделеева, 1965.
318. О. Л. Брук, Исследование и расчет параметров противоточной промывки угольных и других нерастворимых осадков, Диссертация, ИГИ, 1964.
319. М. Я. Мешенгиссер, К вопросу промывки осадка на фильтре, *Хим. машиностроение*, № 3, 15 (1960).
320. R. J. Blackwell, Laboratory studies of microscopic dispersion phenomena, *Trans. Soc. Petrol. Engrs, AIME*, 225, 11/1 (1962).
321. M. T. Ku, Filter cake washing performance, *A. I. Ch. E. Journal*, 6, № 4, 566 (1960).
322. A. G. Moncrieff, Filtration washing theory, *Filtration and Separation*, 2, № 2, 88 (1965).
323. W. B. Dobie, Rotary vacuum filters — predictions from small-scale tests, *Trans. Inst. Chem. Engrs*, 40, № 4, A87 (1962).
324. Англ. пат. 1010321, 1965 г.
325. О. Л. Брук, Расчет и исследование многоступенчатой последовательной промывки осадков, *Хим. пром.*, № 3, 56 (1967).
326. Е. П. Тюфтин, О влиянии свойств осадка на показатели многоступенчатой противоточной отмывки растворимых веществ, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 4, 24 (1964).
327. Н. В. Шпанов, В. Н. Коновалова, О выборе режима обезвоживания и промывки сульфатной целлюлозы на барабанных вакуум-фильтрах, Машины и аппараты для обработки жидких тел, Труды НИИХиммаш, сб. № 29, 1959, стр. 117.
328. О. Л. Брук, Обобщенный метод расчета многоступенчатой противоточной промывки осадков, *Хим. пром.*, № 8, 42 (1960).
329. О. Л. Брук, Графический метод расчета и экспериментальное исследование многоступенчатой противоточной промывки осадков, *Хим. пром.*, № 8, 50 (1962).
330. Н. И. Гельперин, Е. П. Тюфтин, К методу расчета концентрации растворимых веществ при многоступенчатой противоточной промывке осадков, *Хим. пром.*, № 8, 55 (1962).
331. А. А. Кондрашев, М. Ф. Бондаренко, Расчет числа теоретических ступеней противоточной промывки осадков с использованием нескольких многоступенчатых аппаратов, *Хим. пром.*, № 8, 57 (1962).
332. С. Л. Брук, Многоступенчатая противоточная промывка осадков с промежуточным отбором промывных вод, *Хим. пром.*, № 5, 51 (1964).
333. B. Fitch, Countercurrent filtration washing, *Chem. Eng.*, 69, № 2, 119 (1962).
334. J. E. Colman, Countercurrent washing calculations, *Chem. Eng.*, 70, № 5, 93 (1963).
335. R. A. Koble, H. W. Goard, Optimizing a filter cake washing circuit, *Chem. Eng. Progr.*, 58, № 12, 56 (1962).
336. J. Klein, Figure filter cake washing by graph, *Hydrocarbon Proc. and Petrol. Ref.*, 42, № 1, 137 (1963).
337. R. C. Emmet, D. A. Dahlstrom, Top feed filtration and drying, *Chem. Eng. Progr.*, 57, № 7, 63 (1961).
338. J. H. Brown, The mechanism of dewatering by steam filtration, *Canadian Mining and Metallurgical Bulletin*, 58, № 635, 315 (1965).
339. C. S. Simons, D. A. Dahlstrom, Steam dewatering of filter cakes, *Chem. Eng. Progr.*, 62, № 1, 75 (1966).
340. M. Bolen, Beziehungen zwischen Kuchendicke und Leistung von Filterpressen, *Tonindustrie-Ztg.*, 85, № 6, 135 (1961).
341. C. A. Jahreis, Operating scavenger filters at maximum efficiency, *Chem. Eng. Progr.*, 59, № 5, 91 (1963).
342. N. Epstein, Graphical determination of maximum capacity of a washing filter press, *Can. J. Technol.*, 32, № 4, 164 (1954).
343. A. H. P. Skelland, Optimum filtration cycles, *Chem. Proc. Eng.*, 43, № 2, 78 (1962).
344. C. M. Thomas, Flocculants, *Filtration and Separation*, 3, № 3, 211 (1966).
345. В. М. Дзюбенко, Б. В. Богданов, Автоматизация промывных установок на барабанных вакуум-фильтрах, *Хим. переработка древесины*, № 20, 7 (1966).
346. П. Н. Сухобрусов, Метод определения оптимального режима просушки осадка на фильтрах, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 12, 27 (1965).
347. В. П. Сибирко, Расчет оптимального режима работы автоматических фильтров и других фильтров периодического действия, *Хим. машиностроение*, № 2, 28 (1961).
348. П. М. Кругликов, О расчете максимальной производительности фильтров периодического действия, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 7, 18 (1965).
349. И. Розкидалек, Графическое определение производительности барабанного вакуум-фильтра в зависимости от скорости вращения барабана, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 4, 4 (1965).
350. Пат. США, 2991884, 1961 г.
351. Ю. В. Гутин, В. А. Жужиков, Влияние концентрации суспензии на удельное сопротивление осадков при фильтровании, *Хим. пром.*, № 5, 68 (1967).
352. J. E. Flood, H. F. Porter, F. W. Rennie, Filtration practice today, *Chem. Eng.*, 73, № 13, 163 (1966).
353. Ch. Snow, Filter media — which one does which job best?, *Plant Eng.*, 15, № 10, 133 (1961).
354. R. French, Filter media, *Chem. Eng.*, 70, № 21, 177 (1963).
355. S. D. Holdsworth, Characterisation of porous materials, *Chem. Proc. Eng.*, 44, № 4, 184 (1963).

356. E. Sperry, The selection of filter fabrics re-examined, *Ind. Eng. Chem.*, **53**, № 7, 552 (1961).
357. E. Sperry, Evaluation of filter media performance, *Ind. Eng. Chem.*, **53**, № 11, 869 (1961).
358. A. C. Wrotnowski, Nonwoven filter media, *Chem. Eng. Progr.*, **58**, № 12, 61 (1962).
359. Polypropylene filter cloths, *Filtration*, **1**, № 3, 160 (1964).
360. C. Rodman, J. A. Staricenkа, For filters: metallized fibers, *Mech. Eng.*, **85**, № 2, 54 (1963).
361. E. Strobel, R. Siegel, Eigenschaften und Anwendung von Metallfiltern in der Chemieindustrie, *Chem. Technik*, **13**, № 11, 646 (1961).
362. R. Bates, Manufacture, properties and applications of sintered metal filter, *Filtration*, **1**, № 2, 107 (1964).
363. Пат. ФРГ 1119230, 1962 г.
364. И. В. Пискарев, Фильтровальные ткани, Изд. АН СССР, 1963.
365. Пат. США 3053762, 1962 г.
366. Пат. США 3073735, 1963 г.
367. Б. Ф. Шибряев, Е. И. Павловская, Металлокерамические фильтры, *Хим. пром.*, № 3, 232 (1963).
368. V. T. Morgan, Porous metal filters, *Filtration*, **1**, № 4, 215 (1964).
369. H. L. Wheeler, Bubble point filter tests. The uses and limitations. Part 2. Practical aspects, *Hydraul. and Pneumat.*, **16**, № 4, 102 (1963).
370. R. J. Gross, More about bubble point filter tests, *Hydraul. and Pneumat.*, **16**, № 8, 74 (1963).
371. Ф. А. Конев, В. В. Тимофеев, И. М. Федорченко, Р. А. Андриевский, Металлокерамические фильтры для фильтрации воздуха и воды, *Порошковая металлургия*, № 6, 85 (1964).
372. М. П. Стариченко, Применение фильтрующей керамики, *Хим. волокна*, № 2, 52 (1962).
373. Яп. пат. 11733, 1962 г.
374. В. М. Вилейский, Изучение свойств стеклянного полидисперсного фильтра методом пропрессовывания газа, *Ж. прикл. хим.*, **38**, № 6, 1285 (1965).
375. В. М. Беглов, Выбор фильтровальных тканей для отделения нерастворимого остатка из азотнокислой вытяжки фосфоритов Каратау, *Узб. хим. ж.*, № 1, 50 (1966).
376. Е. В. Долат, А. М. Вагина, Труды УНИХИМ, вып. 10, 1963, стр. 105.
377. И. С. Туровский, О применении типового технологического расчета фильтров для иловых труднофильтрующихся суспензий, *Хим. машиностроение*, № 2, 17 (1962).
378. В. А. Жужиков, Некоторые принципы расчета фильтров для разделения расслаивающихся суспензий, *Хим. пром.*, № 12, 32 (1961).
379. Н. В. Шпанов, Ю. В. Гутин, К методике расчета барабанных вакуум-фильтров с наружной фильтрующей поверхностью, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 5, 20 (1965).
380. Э. Н. Гинзбург, О пропускной способности ленточных вакуум-фильтров, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 4, 22 (1964).
381. H. F. Porter, J. E. Flood, F. W. Rennie, Improving solid-liquid separation, *Chem. Eng.*, **73**, № 13, 141 (1966).
382. E. Davies, Selection of equipment for liquid-solid separations, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **43**, № 8, 256 (1965).
383. D. B. Purchas, Filtration in the chemical and process industries. 2. Choosing equipment, *Filtration*, **1**, № 6, 316 (1964).
384. C. M. Thomas, Filter presses, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **43**, № 8, 233 (1965).
385. G. B. Kelsey, Some practical aspects of continuous rotary vacuum filters, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **43**, № 8, 248 (1965).
386. J. G. Brown, Reversible cake filtration, *Filtration and Separation*, **2**, № 5, 378 (1965).
387. Э. Н. Гинзбург, О расчетных параметрах фильтрования суспензий на наливных фильтрах, *Ж. прикл. хим.*, **39**, № 7, 1656 (1966).
388. Яп. пат. 9246 и 9247, 1961 г.
389. Б. Н. Борисоглебский, Фильтровальное оборудование, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 5, 24 (1966).
390. Н. В. Шпанов, Современная техника фильтрации, *Журн. ВХО им. Д. И. Менделеева*, **10**, № 1, 43 (1965).
391. В. В. Бельский, Листовые фильтры под давлением и схемы их установки, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 10, 1 (1965).
392. Т. А. Малиновская, О выборе механизированного оборудования для разделения суспензий в анилинокрасочной промышленности, *Хим. пром.*, № 11, 28 (1964).
393. Пат. ФРГ 975645, 1962 г.
394. Пат. ФРГ 925944, 1955 г.
395. Пат. ФРГ 920009, 1954 г.
396. Э. Н. Гинзбург, Г. А. Рогинский, А. Д. Дмитриевская, Методика расчета основных параметров карусельного вакуум-фильтра, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 2, 1 (1967).
397. В. А. Жужиков, В. Б. Кленов, Расчет фильтров периодического действия с учетом перераспределения давлений в сжимаемом осадке и фильтровальной перегородке, *Хим. пром.*, № 9 (1971).
398. M. Shirato, T. Murase, H. Hirate, M. Miura, Studies in non uni-dimensional filtration, *Chem. Ing. (Japan)*, **29**, № 12, 1007 (1965).
399. M. Shirato, K. Kobayashi, Studies in non uni-dimensional filtration, *Memoirs of Faculty of Engineering Nagoya University*, **19**, № 2, 280 (1967).
400. M. Shirato, T. Murase, K. Kobayashi, The method of calculation for non uni-dimensional filtration, *Filtration and Separation*, **5**, № 3, 219 (1968).
401. N. Yoshioka, K. Ueda, T. Hirao, Study of constant-pressure filtration through non-planar filter leaves having a simple shape, *Internat. Chem. Eng.*, **9**, № 3, 567 (1969).
402. W. Meskat, Die Grundlagen der Filterverstopfungsneigung, *Svensk Papperstidn.*, **65**, № 7, 247 (1962).
403. P. Le Goff, J. Delachambre, Hydrodynamique des suspensions s'écoulant à travers des milieux poreux. Application à la filtration. Le rôle de la mécanique des fluides dans les progrès récents des techniques, Paris, 1967, VII d 1/1—VII d 1/7.
404. P. M. Heertjes, C. F. Lerk, The functioning of deep-bed filters, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **45**, № 4, Part 1, T 129; Part 2, T 138 (1967).
405. J. Litwiniszyn, On some mathematical models of the suspension flow in porous medium, *Chem. Eng. Sci.*, **22**, № 10, 1315 (1967).
406. J. P. Herzig, D. M. Leclerc, P. Le Goff, Flow of suspensions through porous media. Application to deep filtration, *Ind. Eng. Chem.*, **62**, № 5, 8 (1970).
407. Л. М. Батуиер, М. Е. Позин, Математические методы в химической технике, Изд. «Химия», 1968.
408. Ph. A. Rice, D. J. Fontugne, R. G. Latini, A. J. Barduhn, Anisotropic permeability in porous media, *Ind. Eng. Chem.*, **62**, № 6, 23 (1970).
409. M. R. J. Wyllie, A. R. Gregory, Fluid flow through unconsolidated porous aggregates, *Ind. Eng. Chem.*, **47**, № 7, 1379 (1955).
410. P. Le Lec, The compressibility of filter cakes and its influence on the filtration equation, *Filtration and Separation*, **5**, № 12, 114 (1968).
411. D. C. Freshwater, Some current problems in filtration, *Filtration and Separation*, **6**, № 2, 142 (1969).
412. И. М. Сорокин, Т. Ф. Бирюкова, Обезвоживание тонкоизмельченных железорудных концентратов на барабанных вакуум-фильтрах со сходящим полотном, Труды НИИХиммаш, Машинны и аппараты для разделения жидких неоднородных систем, вып. 55, Изд. «Машиностроение», 1970.
413. М. П. Волярович, Н. В. Чураев, Б. Я. Минков, Исследование водных свойств торфа при помощи радиоактивных изотопов, *Коллоид. ж.*, **19**, № 2, 159 (1957).
414. R. L. Baird, M. G. Perry, The distribution of porosity in filter cakes, *Filtration and Separation*, **4**, № 5, 471 (1967).

415. M. G. Perry, R. L. Baird, Compressible cake filtration, *Filtration and Separation*, **5**, № 6, 546 (1968).
416. P. Thoma, Einflussgrößen bei der Filtration auf einem Dreh-filter und ihre funktioneller Zusammenhang, *Verfahrenstechnik*, **4**, № 3, 113 (1970).
417. Т. Ф. Бирюкова, Замена хлопчатобумажных фильтровальных тканей тканями из синтетических волокон, *Труды НИИхиммаш, Машины и аппараты для разделения жидких неоднородных систем*, вып. 55, Изд. «Машиностроение», 1970.
418. M. G. Perry, Filter cakes, *2, Filtration and Separation*, **2**, № 1, 28 (1965).
419. T. Sneek, H. Oinonen, Measurements of pore size distribution of porous materials, *Julkaisu, Valtion teknillinen tutkimuslaitos*, № 155 (1970).
420. P. M. Heertjes, *Filtration*, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **42**, № 7, T266 (1964).
421. F. L. Rawling, D. R. Boylan, H. T. David, Effect of wall friction in compression-permeability testing, *Ind. Eng. Chem. Proc. Design a. Developm.*, **9**, № 2, 161 (1970).
422. F. M. Tiller, H. R. Cooper, The role of porosity in filtration. IV. *A. I. Ch. E. Journal*, **6**, № 4, 595 (1960).
423. M. Shirato, M. Sambuichi, H. Kato, T. Aragaki, Internal flow mechanism in filter cakes, *A. I. Ch. E. Journal*, **15**, № 3, 405 (1969).
424. F. M. Tiller, M. Shirato, *Chem. Eng. (Japan)*, **26**, № 8, 925 (1962).
425. A. Rushton, M. S. Hameed, The effect of concentration in rotary vacuum filtration, *Filtration and Separation*, **6**, № 2, 136 (1969).
426. Э. М. Карасик, Исследование седиментационных и фильтрационных свойств гидроксида магния, осаждаемой из природных растворов, *Диссертация, Институт прикладной химии АН СССР*, 1970.
427. В. А. Жужиков, Л. С. Волков, Разделение расслаивающихся суспензий фильтрованием при переменном гидростатическом давлении, *Теор. основы хим. технол.*, **2**, № 3, 450 (1968).
428. М. С. Рейбах, Л. А. Федотов, Ю. С. Дунайкин, А. Ф. Попов, С. В. Мальков, Очистка триизобутилалюминия фильтрованием с применением вспомогательных веществ, *Хим. пром.*, № 5, 57 (1969).
429. Л. С. Аксельрод, И. М. Лейкис, Определение оптимального времени стадии фильтрования с применением вспомогательных веществ, *Хим. пром.*, № 5, 392 (1971).
430. M. Shirato, T. Murase, H. Kato, Sh. Fukaya, Fundamental analysis for expression under constant pressure, *Filtration and Separation*, **7**, № 3, 277 (1970).
431. M. Shirato, T. Murase, M. Negawa, T. Senda, Fundamental studies of expression under variable pressure, *J. Chem. Eng. Japan*, **3**, № 1 (1970).
432. L. Horvath, Technical analysis of the optimum operating conditions of a pressure filtration process at constant pressure, *Acta geodactica, geophysica et montanistica, «Academiae scientiarum hungaricae»*, **3**, № 3—4, 299 (1968).
433. C. A. Jahreis, Optimizing the filtration cycle, *Filtration and Separation*, **4**, № 5, 443 (1967).
434. О. Л. Брук, Р. А. Гайнцева, Определение оптимальной продолжительности кампании промышленного фильтрования, *Хим. пром.*, № 9, 61 (1970).
435. D. E. Smiles, A theory of constant pressure filtration, *Chem. Eng. Sci.*, **25**, № 6, 985 (1970).
436. U. Fasoli, Lavaggio per filtrazione. I. Pure diffusione assial, *Quaderni dell'ingegnere chimico italiano*, **6**, № 6, 105 (1970).
437. Th. Mann, Das Auswaschen von Feststoffen, *Chem.-Ing.-Techn.*, **40**, № 18, 915 (1968).
438. О. Л. Брук, Оценка эффективности процессов промывки осадков, *Теор. основы хим. технол.*, **3**, № 6, 889 (1969).
439. О. Л. Брук, Графические методы решения реальных процессов экстрагирования и промывки твердых материалов, *Теор. основы хим. технол.*, **4**, № 2, 204 (1970).
440. О. Л. Брук, Графический метод расчета многоступенчатой фильтрационной промывки осадков, *Теор. основы хим. технол.*, **4**, № 4, 540 (1970).
441. R. Rigamonti, U. Fasoli, Il lavaggio per filtrazione, *Ann. chimica*, **49**, № 1, 82 (1959).
442. U. Fasoli, G. Saracco, Lavaggio per filtrazione, *Nota II, Chim. e ind.*, **46**, № 3, 267 (1964).
443. W. Lifka, J. Wermann, Zur Dimensionierung von Apparaten für die mechanische Trennung von Flüssigkeits-Feststoff-Gemischen mit Hilfe eines elektronischen Digitalrechenautomaten, *Chem. Techn.*, **18**, № 4, 212 (1966).
444. Л. Г. Пирогов, Теоретические основы процесса обезвоживания осадков, *Информационный выпуск по обмену опытом в строительном проектировании*, № 20, 1965.
445. А. С. Акопян, С. А. Меликян, Применение новых фильтропорошков из перлита, *Промышленность Армении*, № 7, 70 (1970).
446. W. Bender, C. Gössling, Mechanische Flüssigkeitsabtrennung, *Fortschr. Verfahrenstechn.*, 1966—1967, Bd. 8, Weinheim, 912 (1969).
447. D. N. Sutherland, P. Hidi, An investigation of filter-aid behaviour, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **44**, № 4, T122 (1966).
448. В. Ф. Хромых, И. И. Циркин, П. С. Перминов, В. А. Жужиков, Исследование закономерностей процесса нанесения вспомогательных веществ на плоскую фильтровальную перегородку, *Хим. пром.*, № 12, 42 (1970).
449. Л. А. Федотов, М. С. Рейбах, В. А. Жужиков, Очистка высоковязкой полифторорганосилоксановой жидкости фильтрованием с использованием вспомогательных веществ, *Хим. пром.*, № 5, 58 (1970).
450. М. А. Харисов, В. Б. Коган, В. И. Федоров, Некоторые фильтрационные характеристики перлитных вспомогательных веществ, *Хим. пром.*, № 5, 60 (1969).
451. В. А. Замбровский, Ю. В. Анисеев, Я. Г. Ропотенко, В. Л. Цысь, Испытание фильтра ФЦВО, *Сахарная пром.*, № 9, 28 (1969).
452. Г. Ф. Тихонов, В. К. Сорокин, Н. И. Воробьев, Металлокерамические патроны для осветления суспензий, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 10, 44 (1970).
453. *Фильтростроение за рубежом*, под ред. Б. Н. Борнсоглебского, ЦИНТИАМ, 1963.
454. C. Gössling, Mechanische Flüssigkeitsabtrennung, *VDI-Zeitschrift*, **111**, № 18, 1279 (1969).
455. C. Gössling, Mechanische Flüssigkeitsabtrennung, *VDI-Zeitschrift*, **112**, № 17, 1167 (1970).
456. A. Rushton, D. J. Green, H. E. Khoo, Flow of fluids in filter cloths, *Filtration and Separation*, **5**, № 3, 213 (1968).
457. J. C. Armour, J. N. Cannon, Fluid flow through woven screens, *A. I. Ch. E. Journal*, **14**, № 3, 415 (1968).
458. H. Trawinski, Filter für Nassprozesse, *Chem.-Ing.-Techn.*, **42**, № 23, 1453 (1970).
459. Д. Бурутис, Фильтрование как процесс переноса, *Эпистимоника эндосис технику эпипеллитуриу эладос*, № 3—4, 502, 608 (1965).
460. Ф. М. Поспелов, М. Б. Барбин, З. Е. Поспелова, Влияние концентрации суспензии на показатели ее фильтрования, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 12, 14 (1970).
461. Н. В. Шпанов, Об оптимизации работы жидкостных фильтров, *Хим. и нефт. машиностроение*, № 12, 11 (1970).
462. H. Robel, V. Clauss, Ch. Küchler, K. Luckert, Maßstabübertragung bei der mechanischen Flüssigkeitsabtrennung, *Chem. Techn.*, **20**, № 9 (1968).
463. H. Rudloff, Ein mathematisches Modell für den stationären Betrieb eines technischen Drehfilters, *Chem.-Ing.-Techn.*, **42**, № 5, 241 (1970).
464. H. Rumpelt, Auswahl von Maschinen zur mechanischen Trennung festflüssiger Systeme, insbesondere von Filtern, *Verfahrenstechnik*, **3**, № 1, 7 (1969).
465. Drehfilter für Druck und Vakuum, *Chem.-Ztg.*, **83**, № 6, 198 (1959).

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

Агрегация твердых частиц 16, 18, 161 сл.
Адсорбция на поверхности осадков 162, 171, 172

Асбест
перегородки из него 303, 304
свойства 279, 288

Барабанные фильтры 12, 18, 324
без распределительного устройства 335, 336
безъячейковые 336, 337, 384
вакуумные 109 сл., 197, 198, 202, 203, 209, 210, 228 сл., 252 сл., 290 сл., 325 сл., 378, 384, 387, 408 сл.
вращающиеся 109 сл., 188, 252 сл., 284, 285, 408 сл.
выбор фильтровальных перегородок 317, 318
герметизированные 334, 335, 387
для обезвоживания осадков 228 сл.
для промывки осадков 188, 197, 198, 202, 203, 209, 210
производительность 252 сл.
работающие под давлением и вакуумом 337 сл.
расчет 418 сл.
с верхней подачей суспензии 229, 340, 384
с внутренней поверхностью фильтрования 340, 341, 384, 387
сгустители 337
сдвоенные 339, 340
с наружной поверхностью фильтрования 325 сл.
со слоем вспомогательного вещества 284, 285, 294, 335, 384
со сходящей фильтровальной тканью 333 сл.
устройства для снятия осадка 331 сл.
— распределительные 328
ячейковые 325 сл., 335, 336, 340, 341, 378, 384

Вакуум-фильтры
барабанные 109 сл., 197, 198, 202, 203, 209, 210, 228 сл., 252 сл., 290 сл., 325 сл., 378, 384, 387, 408 сл.
выбор фильтровальных перегородок 317, 318
дисковые 365, 366, 384, 387
ленточные 346 сл., 384, 387, 416, 417
листовые 384, 388
производительность 252 сл.
сгустители 337
тарельчатые 384, 387

Влажность осадков 197 сл., 221, 222, 227 сл., 379, 412

Воронки фильтровальные 126, 127
Время обезвоживания осадков 222 сл.
и насыщение их влагой 221
и объем продуваемого воздуха 284 сл.
Время промывки осадков 178, 179, 213, 414
Время фильтрования 233 сл.
и объем фильтрата 28 сл., 56, 57, 60, 61, 277, 278, 293
и производительность фильтров 251

Время фильтрования
и разность давлений 28, 29, 31, 61, 62
и скорость процесса 87
и толщина слоя осадка 38, 39
и удельное сопротивление осадков 161
расслаивающихся суспензий 268, 275, 278
расчет 101 сл., 111, 122 сл., 278, 390, 394, 396, 398 сл., 403, 416
с закупориванием пор 71 сл., 77
Вспомогательные вещества 18, 335
выбор 290 сл.
и образование сводиков над порами 282
концентрация, влияние на скорость фильтрования 279 сл.
нанесение на фильтровальную перегородку 282 сл., 299, 300
непрерывный ввод в суспензию 283, 284
способы применения 281 сл.
толщина слоя и скорость фильтрования 292 сл.
требования к ним 280, 281
эффективность 294, 295

Гагена — Пуайзейля уравнение 28, 68, 69, 76, 143

Гибкие перегородки
из смешанных материалов 309
металлические 302
неметаллические 302 сл.
нетканые 308, 309

Давление
разность см. Разность давлений
статическое жидкости и скорость фильтрования 65
— и толщина слоя осадка 44, 45

Дарси уравнение 27, 158
Двойной электрический слой 162, 163
Деформация твердых частиц 17, 43, 44, 49, 50

Диатомит
перегородки из него 311
свойства 18, 279 сл., 286, 287, 297, 298

Зола летучая как вспомогательное вещество 289

Капиллярная влага 217 сл.
Козени — Кармана уравнение 144, 145, 147, 163 сл., 165

Концевые эффекты при обезвоживании осадков 222

Критерий (и)
капиллярности 222
Рейнольдса модифицированные 225, 226
фильтрования 269 сл.

Лапласа уравнение 219

Ленточные фильтры
автоматизированные 349 сл.
безъячейковые 193, 346 сл.
вакуумные 346 сл., 384, 387, 416, 417
для промывки осадков 193 сл.
капиллярные 351, 352
модифицированные 349
нутчи. 346
применение 384, 387

Ленточные фильтры
работающие под давлением 349
расчет 416, 417
ячейковые 193 сл., 346
Листовые фильтры
автоматизированные 363, 364
вакуумные 384, 385
выбор фильтровальных перегородок 316
для определения постоянных фильтрования 128
для промывки осадков 178, 179, 187
лабораторные 122
применение 359, 388
производительность 238
с круглыми вращающимися элементами 364, 365
со слоем вспомогательного вещества 285
с цилиндрическими резервуарами 360 сл.

Материальный баланс
обезвоживания осадков 222, 223
фильтрования 48
Металлические перегородки 303, 310
Моделирование процессов фильтрования 24, 25, 92 сл., 122 сл., 173, 376 сл.
Мука древесная как вспомогательное вещество 289

Насосы для создания разности давлений 12, 13, 56, 57
Негибкие перегородки 302
жесткие 309 сл.
нежесткие 312
Неметаллические перегородки 303 сл., 310 сл.

Нутч-фильтры
карусельные 343, 344, 377, 384
ленточные 346
перемещающиеся по кругу в горизонтальной плоскости 343, 344
применение 177, 341, 388
работающие под давлением 342, 343
расчет 61 сл., 389 сл.

Обезвоживание осадков 19, 217 сл.
время 222 сл.
концевые эффекты 202
материальный баланс 222, 223
нагретым воздухом 230, 231
объем продуваемого воздуха 224 сл.
перегретым водяным паром 230
разность давлений 219, 220
расчет 228 сл., 394 сл., 408 сл.
фактор 223, 224

Объем
воздуха, продуваемого при обезвоживании осадков 224 сл., 396, 397, 410, 411
осадка, отношение к объему фильтрата 97, 107, 118 сл., 139, 263, 264, 267, 277, 278
пор, отношение к объему осадка 144
промывной жидкости 184, 213, 396
Объем фильтрата 26, 27, 32, 33
и время фильтрования 28 сл., 56, 57, 60, 61, 66, 277, 278, 293
и скорость фильтрования 66, 87
и число циклов для разных вспомогательных веществ 292
отношение к нему объема осадка 97, 107, 118 сл., 139, 263, 264, 267, 277, 278
при фильтровании с закупориванием пор 69, 86, 87
расчет 101 сл., 106, 125, 390, 392, 394, 396, 398 сл., 403, 404

Осадки 12
адсорбция на поверхности 162, 171, 172
вес твердых частиц, отношение к объему фильтрата 34, 49, 98, 118 сл., 138, 139
влажность 197 сл., 221, 222, 227 сл., 379, 412
деформация твердых частиц 17, 43, 44, 49
жидкая фаза 176
несжимаемые 26 сл., 274 сл.
обезвоживание см. Обезвоживание осадков
объем, отношение к объему фильтрата 97, 107, 118 сл., 139, 263, 264, 267, 277, 278
плоские 26 сл.
пористость см. Пористость осадков
промывка см. Промывка осадков
проницаемость 168, 171, 221, 222
сжимаемые 13, 42 сл., 108, 109, 164 сл., 265 сл., 276 сл.
скорость образования 381, 362, 384
степень насыщения 183 сл.
структура 16, 17, 146, 149 сл.
сушка на фильтрах 230, 231
сферондальные 39, 40
толщина слоя см. Толщина слоя осадков
удельное сопротивление см. Удельное сопротивление осадков
устройства для отделения от ткани 331 сл., 352, 353
цилиндрические 36 сл.
Осаждение электростатическое 11

Пептизация твердых частиц 16, 18, 161, 163, 165, 169 сл.
Перегородки фильтровальные 11 сл.
асбестовые 303, 304
бумажные 306
виниловые 307
выбор 312 сл.
гибкие см. Гибкие перегородки
глубинные 301, 302
джутовые 306
диатомитовые 311
для ленточного безъячейкового фильтра 348
жесткие 309 сл.
задерживающая способность 15, 84 сл., 281, 314
из природных камней и сплавленной окиси алюминия 312
из синтетических материалов 306 сл.
из смешанных материалов 309
керамические 310, 311
классификация 301 сл.
лавсановые (териленовые, дакроновые) 307
льняные 306
металлические 303, 310
нанесение слоя вспомогательного вещества 282 сл., 299, 300
негибкие см. Негибкие перегородки
нежесткие 302, 312
неметаллические 303 сл., 310 сл.
несжимаемые 26 сл., 50 сл.
нетканые 303, 308, 309, 315 сл.
нитрованные 305
нитроновые (орлоновые) 305
пенопластовые 311
перхлорвиниловые (хлориниловые) 307
плоские 26 сл., 63
поверхностные 301, 302
полиамидные 307
поливинилхлоридные 307
полипропиленовые 308
полиэтиленовые 307

Перегородки фильтровальные
 пористость 13 сл., 67 сл., 73, 75, 80,
 81, 86, 315
 проницаемость 50, 313, 314
 резинные 306
 сводки над порами 15, 80, 81, 282, 289
 сжимаемые 42 сл.
 совиновые (сарановые) 307
 сопротивление см. Сопротивление филь-
 тровальных перегородок
 стеклянные 304
 тканые 303 сл.
 угольные 311
 хлопчатобумажные 304, 305
 цилиндрические 36 сл., 58 сл., 63
 шелковые 306
 шерстяные 305, 306
 эбонитовые 311
 Перлит, свойства 287, 288
 План-фильтры 344 сл.
 Пленочная влага 218
 Плиты и рамы фильтресов 354 сл.
 Поверхностные явления 16, 161 сл.
 Поверхность удельная твердых частиц 16,
 280
 и удельное сопротивление осадка 143
 сл., 153, 155, 156, 163, 164
 Пористость осадков 42, 43
 «влажная» 225
 и удельное сопротивление 143 сл., 151,
 154 сл., 163, 164, 167 сл.
 Поровая влага 218 сл.
 Постоянные фильтрования 88 сл., 114 сл.
 с закупориванием пор 120 сл.
 с образованием осадка 97 сл.
 устройства для определения 126 сл.
 Продувка осадков см. Обезвоживание
 осадков
 Производительность фильтров 411, 417
 и время фильтрования 251
 и толщина слоя осадков 237
 наибольшая 394 сл.
 непрерывного действия 252 сл.
 периодического действия 232 сл.
 повышение 371 сл.
 при разбавлении жидкой фазы суспен-
 зии растворителем 245 сл.
 расчет 256, 257, 260, 378
 Промывка осадков 19
 время 178, 179, 213, 414
 вытеснением 177 сл., 187 сл., 193 сл.,
 209 сл., 212
 двухфазный поток 217, 221, 222
 диффузией 177
 кривые процесса 187
 многоступенчатая 177, 193 сл., 209 сл.
 одноступенчатая 177 сл., 188 сл.
 последовательная 197 сл.
 противоточная 194, 195, 202 сл., 209, 210
 разбавлением 177, 195 сл.
 расчет 212 сл., 395 сл., 408 сл.
 скорость 211, 212
 уравнения 181, 187, 188
 число ступеней 202 сл., 205, 209, 210,
 215
 эффективность 189, 190
 Промывная жидкость 176 сл.
 концентрация извлекаемого вещества
 199, 204, 206
 объем 184, 213, 396
 расход 206 сл.
 Проницаемость
 осадков 168, 171, 221, 222
 фильтрованных перегородок 50, 313, 314
 Разность давлений 11
 и время фильтрования 28, 29, 31, 61, 62
 и капиллярные силы при наличии поро-
 вой влаги в осадке 218 сл.
 и скорость фильтрования 49

Разность давлений
 и удельное сопротивление осадков 45
 сл., 95 сл., 107, 108, 136 сл.
 переменная 32, 54 сл., 58 сл., 67 сл.,
 117, 118, 121, 243 сл.
 постоянная 28, 29, 32, 36 сл., 97 сл., 120,
 121, 232 сл., 389 сл., 403 сл., 408 сл.
 при обезвоживании осадков 219, 220
 при разделении расслаивающихся су-
 спензий 274 сл.
 способы создания 12, 13, 323
 Расслаивающиеся суспензии, разделение
 время 268, 275, 278
 разность давлений 274 сл.
 с образованием осадков
 — несжимаемые 274 сл.
 — сжимаемые 265 сл.
 циклы 276 сл.
 Расчет
 времени фильтрования 101 сл., 111, 122
 сл., 278, 390, 394, 396, 398 сл., 403,
 416
 объем фильтрата 101 сл., 106, 125, 390,
 392, 394, 396, 398 сл., 403, 404
 постоянных фильтрования 130 сл.
 процессов обезвоживания осадков 228
 сл., 394 сл., 408 сл.
 — промывки осадков 212 сл., 395 сл.,
 408 сл.
 — разделение суспензий 417, 418
 — фильтрования при постоянной раз-
 ности давлений 389 сл., 403 сл.,
 408 сл.
 — при постоянной скорости 389 сл.,
 397 сл.
 сопротивления удельного осадков 378,
 379
 — фильтровальных перегородок 97 сл.,
 106 сл., 111, 113 сл., 118, 136 сл.
 толщины слоя осадков 396, 398, 401,
 407
 фильтров 22, 24, 61 сл.
 — барабанных 418 сл.
 — без определения постоянных филь-
 трования 122 сл.
 — ленточных 416, 417
 — илтовых 51 сл., 389 сл.
 — патронных 402 сл., 417, 418
 — производительности 256, 257, 260, 378
 — стигителей 402 сл.
 — фильтресов 397 сл.
 Сводки над порами 15, 80, 81, 282, 289
 Стигители
 барабанные 337
 патронные 369 сл., 402 сл.
 работающие по принципу обратного
 фильтрования 237
 расчет 402 сл.
 фильтрессы 357, 358
 Скорость
 движения продуваемого воздуха при
 обезвоживании осадков 224 сл.
 образования осадков 381, 382, 384
 осаждения твердых частиц суспензии
 и вид фильтрования 79 сл.
 промывки осадков 211, 212
 Скорость фильтрования 149
 и время разделения суспензий 87
 и другие свойства суспензий 384
 и концентрация вспомогательных ве-
 ществ 279 сл., 298
 и объем фильтрата 65, 87
 и разность давлений 47, 49
 и скорость осаждения твердых частиц
 80, 81
 и толщина слоя вспомогательных ве-
 ществ 292 сл.
 переменная 27, 54 сл., 117 сл., 121,
 243 сл.

Скорость фильтрования
 постоянная 28, 29, 75 сл., 112 сл., 121,
 241 сл., 389 сл., 397 сл.
 с закупориванием пор 68 сл., 76 сл.
 Сопротивление фильтровальных перегород-
 ок 313, 314
 и производительность фильтров 240, 241,
 251
 расчет 97 сл., 108 сл., 111, 113 сл., 118,
 136 сл.
 «фильтрационный» эффект 173
 фильтрование с закупориванием пор 71,
 81, 82
 — с образованием осадка 27, 35, 45
 Степень
 мутности фильтрата 298
 насыщения осадков 183 сл.
 разбавления жидкой фазы суспензии
 246, 248
 Структура осадков 16, 17, 146, 149 сл.
 Суспензии
 вязкие 245 сл.
 классификация 383 сл.
 концентрация твердых частиц 76 сл.,
 158 сл.
 нераслаивающиеся 265
 разбавление растворителями 245 сл.
 разделение при подаче центробежным
 насосом 54 сл.
 — расчет 417, 418
 — частичное 321
 расслаивающиеся см. Расслаивающие-
 ся суспензии
 свойства 110, 384
 сгущенные 90, 262 сл., 279 сл., 321, 322
 условия приготовления 173 сл.
 Сферичность твердых частиц 16, 148, 149
 Толщина слоя вспомогательных веществ
 292 сл.
 Толщина слоя осадков 27, 29, 33
 автоматическое устройство для конт-
 роля 363
 и время фильтрования 38, 39
 и производительность фильтров 237
 и статическое давление жидкости 44,
 45
 расчет 396, 398, 401, 407
 Уголь
 перегородки из него 311
 свойства 18, 289
 Удельное сопротивление осадков 65, 88
 весовое 34, 47, 111, 131 сл.
 для сгущенных суспензий 264
 и время фильтрования 161
 и концентрация твердых частиц суспен-
 зии 83, 158 сл.
 и поверхностные явления 161 сл.
 и пористость их 143 сл., 151, 154 сл.,
 163, 164, 167 сл.
 и размер твердых частиц 146 сл.
 и разность давлений 45 сл., 95 сл., 107,
 108, 136 сл.
 и структура их 146, 149 сл.
 и сферичность твердых частиц 148,
 149
 и удельная поверхность твердых ча-
 стиц 143 сл., 153, 155, 156, 163, 164
 и условия приготовления суспензий
 173 сл.
 объемное 27, 47, 130, 131, 133, 134, 139,
 146 сл.
 перераспределение фаз при фильтрова-
 нии 157, 158
 способы и устройства для определения
 88, 89, 95 сл., 106 сл., 112 сл., 142 сл.,
 163, 158, 157
 — уменьшения 374
 среднее 151 сл.

Ультразвук, влияние на процессы филь-
 трования 172, 173
 Уравнение(я)
 Гагена — Пуазейля 28, 68, 69, 76, 143
 Дарси 27, 158
 Козея — Кермана 144, 145, 147, 153 сл.,
 165
 Лапласа 219
 промывки осадков 181, 187, 188
 Уравнения фильтрования
 постоянные см. Постоянные фильтрова-
 ния
 при несжимаемых пористых средах
 26 сл.
 при постоянной вязкости фильтрата 34
 при сжимаемых пористых средах 42 сл.
 с закупориванием пор 68 сл., 72 сл.
 с образованием осадка 72 сл.
 Фактор(ы)
 гидродинамические 16
 корреляционные 229
 обезвоживания осадков 223, 224
 продувки воздуха 225
 физико-химические 16, 17, 161 сл.
 Фильтрат 12
 объем см. Объем фильтрата
 от промывки осадков 176, 181, 183 сл.,
 190, 191
 приемники 127
 степень мутности 298
 «фильтрационный» эффект 173
 Фильтрация 11
 фильтровальные перегородки см. Перего-
 родки фильтровальные
 Фильтрование 11 сл.
 влияние ультразвука 172, 173
 время см. Время фильтрования
 в электрическом поле 372, 373
 вязких суспензий 245 сл.
 глубинное 86
 идеализированные кривые 124, 125
 интенсификация процессов 20, 371 сл.
 классификация процессов 319 сл.
 критерии 269 сл.
 материальный баланс 48
 моделирование процессов 24, 25, 92 сл.,
 122 сл., 173, 376 сл.
 неоднородное 39 сл.
 одномерное 39
 постоянные см. Постоянные фильтрова-
 ния
 при переменных разности давлений и
 скорости 54 сл., 117, 118
 при подаче суспензии на фильтр цен-
 тробежным насосом 56, 57
 при постоянной разности давлений 58
 сл., 67 сл., 97 сл., 120 сл., 389 сл.
 — — скорости 75 сл., 112 сл., 121, 389 сл.
 при постоянных разности давлений и
 скорости 29
 с использованием цилиндрических пат-
 ронов 58 сл.
 скорость см. Скорость фильтрования
 Средства, выбор 21 сл.
 «стандартное» 69
 с частичным разделением и сгущением
 суспензий 321, 322
 уравнения см. Уравнения фильтова-
 ния
 циклы 276 сл.
 Фильтрование с закупориванием пор 15, 16,
 81, 320
 полным 67 сл., 73, 74
 постепенным 69 сл., 73, 74
 промежуточным 71 сл., 77 сл.
 Фильтрование с образованием осадка 15,
 16, 72 сл., 95 сл., 265 сл., 319 сл.
 на перегородке несжимаемой 26 сл.
 — — сжимаемой 42 сл.

Фильтрпрессы 388
 автоматизированные 349 сл., 371
 для промывки осадков 177, 180
 камерные 349 сл., 356, 357, 371
 плиточно-рамные 180, 211, 316, 354 сл.,
 397 сл.
 расчет 397 сл.
 с гидравлическими системами 357
 сгустители 357, 358
 с механической выгрузкой осадка 357
 Фильтры
 автоматизированные 349 сл., 363, 364,
 371
 аналогия с теплопередающими устрой-
 ствами 375, 376
 барабанные см. Барабанные фильтры
 вакуумные см. Вакуум-фильтры
 вибрационные 372
 вращающиеся 109 сл., 188, 252 сл., 284,
 285, 408 сл.
 выбор 379 сл.
 динамические 372
 дисковые 365, 366, 384, 387
 карусельные 343, 344, 377, 384
 классификация 12, 322 сл.
 краевые 385
 лабораторные 122, 126 сл., 179, 290, 291
 ленточные см. Ленточные фильтры
 листовые см. Листовые фильтры
 механизированные и немеханизирован-
 ные 323
 мешочные 358, 359
 нутчи см. Нутч-фильтры
 патронные 36, 58 сл., 177, 387 сл., 385,
 417, 418
 производительность см. Производитель-
 ность фильтров
 размеры 20
 расчет см. Расчет фильтров
 реверсивные 366, 367, 371, 372
 сгустители см. Сгустители
 с поршнем 156, 157
 с центробежным удалением осадка 352,
 353
 тарельчатые 188, 193, 194, 344 сл., 384,
 387

Фильтры
 фильтровальные перегородки см. Пе-
 регородки фильтровальные
 экономичность работы 249 сл.
 Фильтры, направления силы тяжести и
 движения фильтрата 11, 12, 274
 перпендикулярные 363 сл.
 противоположные 324 сл.
 совпадающие 339 сл.
 Фильтры непрерывного действия 12, 188 сл.,
 193 сл., 197 сл., 209 сл., 228 сл., 322,
 323, 386
 барабанные 324 сл., 339 сл.
 дисковые 366, 367, 384, 387
 карусельные 193, 194, 377, 384
 ленточные 346 сл., 384, 387
 моделирование 377
 производительность 252 сл.
 скорость образования осадков 382
 тарельчатые 384, 387
 толщина слоя осадков 373
 Фильтры периодического действия 12, 177
 сл., 195 сл., 212, 228 сл., 322, 323, 386,
 387
 краевые 385
 листовые 359 сл., 385, 388
 мешочные 358 сл.
 нутчи см. Нутч-фильтры
 патронные 367 сл., 385, 388
 производительность 232 сл.
 реверсивные 366, 387
 скорость образования осадков 382
 толщина слоя осадков 373
 фильтрпрессы см. Фильтрпрессы
 Целлюлоза как вспомогательное вещество
 288, 289
 Экономичность работы фильтров 249 сл.
 Эффект(ы)
 концевые при обезвоживании осадков
 222
 «фильтрационный» 173
 Эффективность
 вспомогательных веществ 294, 295
 промывки осадков 189, 190

ОПЕЧАТКИ

Стр.	Строка	Напечатано	Должно быть
10	10 сверху	$r_B = \mu r_B$	$r_B = \mu r_B$
	12 сверху	$r_0 = \mu r_0$	$r_0 = \mu r_0$
61	уравнение (II, 119)	$\ln \left[\frac{2Vx_0}{SR'_{\text{ос. вн}} + 1} \right]$	$\ln \left[\frac{2Vx_0}{SR'_{\text{ос. вн}} + 1} \right]$
104	19 снизу	$'_0$ становится	F'_2 становится
140	12 снизу	стр. 433	стр. 713
204	последний член уравне- ния (VI, 30)	$\frac{(c'_{п. ж})}{V}$	$\frac{(c'_{п. ж})_H}{V}$
379	19 сверху	$k_3 2\sigma \cos \delta r$	$k_3 2\sigma \cos \delta r^{0,5}$