

Макаров Ю. И. Аппараты для смешения сыпучих материалов. М., «Машиностроение», 1973, с. 216

Основная цель настоящей книги — ознакомить широкий круг специалистов с существующим оборудованием для смешения сыпучих материалов, его проектированием, расчетом и методами исследования.

В книге освещены вопросы оценки физико-механических свойств сыпучих материалов и качества приготовленных из них композиций, рассмотрены основные методы анализа проб смесей и способы описания процесса смесеприготовления.

Книга предназначена для инженерно-технических работников научно-исследовательских и проектных институтов, конструкторских бюро и предприятий химической, нефтехимической, металлургической, химического машиностроения, строительной, медицинской, пищевой и других отраслей промышленности, занимающихся исследованием, проектированием или эксплуатацией смешительного оборудования.

Ил. 96, табл. 21, список лит. 49 назв.

Редактор инж. Морозов А. М.

Рецензент д-р техн. наук Чувпило А. В.

М $\frac{3142-284}{038(01)-73}$ 284—73

© Издательство „Машиностроение“, 1973г.

Приготовление однородных по составу композиций из твердых материалов, находящихся в зернистом или порошкообразном состоянии, их смешение является широко используемым процессом. Во многих случаях от его исхода зависит качество готового продукта.

Несмотря на то, что твердые материалы перерабатываются в промышленности с незапамятных времен и почти во всех ее отраслях, смешение сыпучих материалов и в настоящее время остается, пожалуй, самым неизученным физическим процессом. Это объясняется тем, что твердое состояние вещества является значительно более трудным предметом для научного исследования, чем жидкое или газообразное его состояние.

Создание смесительного оборудования базируется сейчас в основном на эмпирических данных. Ряд отраслей промышленности (хлебопекарная, керамическая, химическая, строительная и некоторые другие) для смешения сыпучих материалов используют свои традиционные конструкции смесителей, не всегда экономичные и эффективные.

Повышение требований к качеству готовых смесей сыпучих материалов, особенно в таких новых отраслях промышленности, как порошковая металлургия, космонавтика, ракетостроение, радиотехника, потребовало создания смесителей более совершенных конструкций. Это, в свою очередь, вызвало необходимость детального изучения сущности процесса смешения, его закономерностей.

Наблюдаемое в последние годы бурное развитие теории реакторов, технической кибернетики и теории автоматического управления по-новому ставит задачи исследования аппаратов для смешения сыпучих материалов. Многие основные положения

этих теорий с успехом можно использовать для расчета, моделирования и исследования смесительных аппаратов.

Задачи приготовления однородных композиций из сыпучих материалов возникают во многих производствах. Многим инженерам-практикам, конструкторам и исследователям эти задачи приходится решать впервые. При этом возникают вопросы, связанные с поиском готовых конструкций смесителей, созданием новых конструкций, их расчетом, исследованием, оценкой эффективности выбранного или вновь созданного образца и т. п. На многие из этих вопросов ответ может быть найден в отдельных журнальных статьях, опубликованных в последнее десятилетие. Однако для их поиска и осмысливания необходимо затратить много времени. В какой-то степени эту работу облегчит данная книга, в которой в краткой форме изложены все эти вопросы.

Значительная часть материала, излагаемого в книге, получена в лаборатории смешения Московского института химического машиностроения, длительное время руководимой проф. А. М. Ластовцевым.

Учитывая, что предлагаемая книга является первым опытом систематического освещения всех вопросов, связанных с процессом смешения сухих сыпучих материалов, автор с благодарностью примет все критические замечания по содержанию и форме изложения.

Под смешением принято понимать такой механический процесс, в результате которого первоначально находящиеся раздельно компоненты после равномерного распределения каждого из них в смешиваемом объеме материала образуют однородную смесь. В отличие от него часто используемый термин «перемешивание» больше связан со следствием воздействия рабочего органа на сыпучий материал; процесс перемешивания не обязательно должен привести смесь к однородному состоянию.

Сложность осуществления процесса смешения зависит в первую очередь от агрегатного состояния смешиваемых продуктов. К числу наиболее неудобных для смешения продуктов следует отнести сыпучие материалы. Это объясняется не только тем, что для составления из них однородных композиций требуются сложные и энергоемкие устройства, но и тем, что анализ свойств сыпучих материалов и качества составленных композиций, а в особенности описание процесса смесеобразования весьма специфичны и сложны.

Машины и аппараты, в которых смешиваются сыпучие материалы, обычно называют смесителями. По конструкции они весьма разнообразны: для выполнения одной и той же задачи смешения порой используются десятки конструктивно разных смесителей.

Научно обоснованный выбор конструкции смесителя, предназначенного для смешения конкретных сыпучих материалов, должен начинаться с изучения физико-механических свойств этих материалов, так как они существенно влияют на конструктивные особенности смесителя и режим его работы (см. гл. I).

Другой величиной, предопределяющей выбор типа смесителя, является необходимая однородность готовой смеси. Однородность смеси, состоящей из различных сыпучих материалов,

называемых компонентами смеси, оценивают статистическими методами по результатам анализа проб, взятых из смеси. Анализ таких проб имеет свои особенности и прием. Точность анализа проб, а в конечном результате и оценки однородности смеси зависит от принятого метода анализа. Этих методов существует много, в краткой форме они изложены в гл. II.

Процесс смешения сыпучих материалов протекает во времени, его ход и скорость зависят от физико-механических свойств сыпучих материалов, конструкции смесителя и цикличности его работы (периодическая или непрерывная). Составление математической модели процесса смешения позволяет значительно упростить весь механизм создания новой конструкции смесителя. Принципам построения таких моделей посвящен материал III и VI глав.

Во многих случаях задача составления однородных композиций из сыпучих материалов может быть решена с помощью уже созданного оборудования. Необходимое для этого описание существующих конструкций смесителей, их техническая характеристика, особенности и методы расчета можно найти в материалах V и VII глав.

Глава I

ФИЗИКО-МЕХАНИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ

Под названием «сыпучий материал», «сыпучая среда» или «сыпучее тело» понимается совокупность большого количества твердых частиц.

Между частицами сыпучего материала могут возникать силы взаимного притяжения. В этом случае сыпучий материал называют связным. В идеально сыпучем материале силы связи между частицами отсутствуют.

Свойства сыпучих материалов в отличие от жидкостей и твердых тел характеризуются рядом показателей. Некоторые из них весьма специфичны и используются для характеристики какого-то одного свойства сыпучего материала, проявляемого в конкретном случае воздействия на него тех или иных факторов.

Ниже рассматриваются наиболее важные характеристики свойств сыпучих материалов, которые следует учитывать при расчетах, проектировании и эксплуатации смесительных устройств.

ГРАНУЛОМЕТРИЧЕСКИЙ СОСТАВ

По гранулометрическому составу сыпучего материала оценивают количественное распределение составляющих его частиц по линейным размерам.

Большинство сыпучих материалов имеет частицы неправильной формы, для которых в качестве определяющего линейного размера может быть принят условный диаметр d_i , вычисляемый по трем измерениям частицы:

как среднее арифметическое

$$d_i = \frac{lbh}{3} \quad (1)$$

или среднее геометрическое

$$d_i = \sqrt[3]{lbh}, \quad (2)$$

где l , b , h — соответственно длина, ширина и высота обмеряемой частицы.

Сыпучий материал только в редких случаях состоит из частиц одинакового размера. Чаще и нем величина d_i изменяется дискретно от какого-то минимального размера $d_{\min}$ до максимального $d_{\max}$. Отношение $d_{\max}/d_{\min}$ у некоторых сыпучих материалов может принимать весьма большие значения (свыше 1000).

Гранулометрический состав полидисперсных материалов можно характеризовать рядом распределения дискретной случайной величины d_i , в котором перечисляются измеренные значения этой случайной величины $d_1; d_2; d_3; \dots; d_n$ с соответствующими им вероятностями $p_1, p_2, p_3, \dots, p_n$ или частотами $n_1, n_2, n_3, \dots, n_n$. Определение всего ряда дискретных случайных значений d_i для полидисперсных материалов с большим отношением $d_{\max}/d_{\min}$ вызывает затруднение, поэтому этот ряд заменяют дискретным рядом классов (фракций) значений d_i . В класс включают группу значений d_i , лежащих в пределах от d_{ni} до d_{n+1} , которые в новом ряду представляют одно среднее значение класса:

$$\bar{d}_i = \frac{d_{ni} + d_{n+1}}{2} \quad (i = 1 \div \kappa).$$

Число классов ряда κ не должно быть менее 5 и больше 20. При слишком малом числе классов трудно дать наглядную характеристику гранулометрического (фракционного) состава сыпучего материала. Увеличение же числа классов свыше 20 приводит к тому, что некоторые из них становятся непредставительными по числу попавших частиц, и общая картина распределения частиц в массе сыпучего материала затухается случайными отклонениями.

Величину класса (фракции) часто дают в процентах от общего количества анализируемой пробы, причем вместо подсчета числа частиц, попавших в данный класс, определяют их суммарный объем или массу.

С учетом этого среднее арифметическое значение диаметра частиц в пробе полидисперсного материала

$$\bar{d} = \bar{d}_1 \frac{G_1}{G} + \bar{d}_2 \frac{G_2}{G} + \dots + \bar{d}_n \frac{G_n}{G} = \sum_{i=1}^k \bar{d}_i \frac{G_i}{G} = \sum_{i=1}^k \bar{d}_i \frac{c_i}{100}, \quad (3)$$

где $\bar{d}_1$; $\bar{d}_2$; ...; $\bar{d}_n$ — среднее значение диаметра частиц первого, второго и k -го классов; G_1 ; G_2 ; ...; G_k — вес частиц первого, второго и k -го классов; G — вес анализируемой пробы (суммарный вес частиц всех классов); d_i — среднее значение диаметра частиц i -го класса; c_i — процентное содержание частиц i -го класса в пробе по весу; k — число классов (фракций).

На практике часто пользуются графической формой изображения дисперсионного анализа сыпучего материала. На графике по оси абсцисс откладывают средние значения диаметров ча-

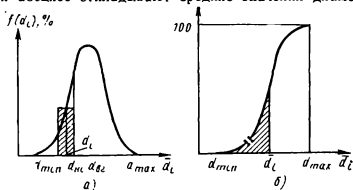


Рис. 1. Дифференциальная (а) и интегральная (б) кривые распределения частиц по размерам

стиц $\bar{d}_i$ каждого класса, а по оси ординат — соответствующие им процентный состав классов в пробе или накопленный (суммарный) процентный состав классов от $\bar{d}_1$ и $\bar{d}_2$. В первом случае получают дифференциальную кривую распределения частиц по размерам $f(d_i)$, а во втором — интегральную (кумулятивную) кривую $F(d_i)$. Относительное содержание каждой фракции на дифференциальной кривой распределения определяется площадью прямоугольника, основание которого равно интервалу значений условных диаметров данной фракции, а высота — процентному содержанию фракции, соответствующему среднему условному диаметру частиц этого класса (рис. 1).

По интегральной кривой распределения можно установить, какое количество частиц (в процентах) в сыпучем материале имеют размеры от d_{min} до d_i ; численно оно равно площади, ограниченной сверху кривой $F(d_i)$, с боков — ординатами точек d_{min} и d_i , а снизу — интервалом оси абсцисс $\Delta d = d_i - d_{min}$.

В зависимости от размера частиц сыпучие материалы подразделяют на кусковые ($d_{max} > 10$ мм), крупнозернистые ($d_{max} = 2 \div 10$ мм), мелкозернистые ($d_{max} = 0,5 \div 2$ мм), порошкообразные ($d_{max} = 0,05 \div 0,5$ мм), пылевидные ($d_{max} < 0,05$ мм).

Для определения гранулометрического состава сыпучих материалов используют следующие методы: непосредственного измерения, ситового анализа, седиментационного анализа, филь-

трации, разделения в поле центробежных сил, электроклассификации, фотоимпульсный, телевизионный и кондуктометрический.

Метод непосредственного измерения используют для определения гранулометрического состава в основном кускового, крупнозернистого, мелкозернистого и порошкообразного материалов. При этом методе частицы измеряют с помощью соответствующего измерительного инструмента, а мелкозернистые материалы — с помощью микроскопа (например МБС-2). Перед измерением под микроскопом порошкообразные материалы размешивают в скипидаре или глицерине, затем смесь переносят на предметное стекло и размазывают по нему тонким слоем. В некоторых случаях порошкообразные материалы смешивают с полимеризующимися смолами (шеллаком, бакелитовым лаком, эпоксидной смолой и т. д.). После полимеризации затвердевший образец шлифуют и полируют. Шлиф рассматривают под микроскопом.

Достоверные результаты определения размеров частиц под микроскопом могут быть достигнуты только путем измерения большого их количества. Если частицы имеют разную форму и размеры, то число измерений должно быть не менее 2000, поэтому метод непосредственного измерения считается трудоемким.

Ситовой анализ заключается в разделении порции сыпучего материала на классы (фракции) с помощью последовательного просеивания при встряхивании через набор сит с отверстиями различной величины. Этот метод классифицирования можно использовать для всех категорий сыпучего материала, за исключением пылевидного.

Сквозь отверстия данного сита проходят все частицы, наибольший линейный размер которых меньше величины отверстий сита. Таким образом, значение класса определяют размером отверстий соседних сит. Например, если нижнее сито имеет отверстие, равное 0,5, а верхнее 0,7 мм, то между этими ситами после просеивания останется фракция сыпучего материала класса (0,5—0,7) мм. Фракция, прошедшая сквозь верхнее сито с отверстиями a мм, обозначается $-a$, а оставшаяся на нижележащем сите с отверстиями b мм обозначается $+b$.

Ширина класса зависит от подбора соответствующих сит. Отечественной промышленностью выпускаются сита, которые позволяют получить практически любую ширину фракции.

Согласно ГОСТу 3584—53 сетка, идущая на изготовление сит, обозначается номерами. Каждому номеру соответствует определенная величина размера отверстия (ячейки) сита, выраженная в миллиметрах. Отношение суммарной площади отверстий к общей поверхности сита для всего ряда остается постоянным и равным 36%.

В некоторых странах сита характеризуются числом меш, которое равно количеству ячеек, приходящихся на 1 пог. дюйм сетки.

В зависимости от способа изготовления сита бывают: тканые, плетеные, крученые, стержневые, вязанные, сборные, штампованные. Материал проволоки или листа, из которого изготавливают сита, может быть различным, и выбирают его в зависимости от условий, в которых они работают, или свойств просеиваемых материалов.

Седиментационный анализ гранулометрического состава сыпучего материала основан на различии в скоростях осаждения твердых частиц в жидкости.

Седиментационный анализ, как правило, проводят в ламинарной области осаждения, в которой скорость осаждения шарообразных частиц определяется уравнением

$$W_0 = 0,056 \frac{gd^2}{\nu} \cdot \frac{\rho_1 - \rho}{\rho}, \quad (4)$$

где d — диаметр частицы в м; ρ_1 и ρ — плотность частицы и жидкости в кг/м³; ν — вязкость жидкости в м²/с; g — ускорение силы тяжести в м/с².

Анализ этого уравнения показывает, что при заданных свойствах жидкости и твердого материала скорость осаждения частиц пропорциональна квадрату их диаметра. Таким образом, если пробу полидисперсного сыпучего материала мгновенно высыпать в жидкость, то на некотором расстоянии от свободного уровня жидкости частицы распределятся по высоте пропорционально квадрату их диаметра: крупные — внизу, мелкие — вверх. Измеряя время прохождения частицами пути от свободного уровня жидкости до некоторого контрольного, можно рассчитать скорости их падения, а затем с помощью уравнения (4) и их диаметры.

Классифицировать пробы сыпучего материала по этому способу трудно, так как приходится следить одновременно за падением множества частиц. Значительно проще фиксировать не моменты прохождения частицами контрольного уровня, а прибавку в весе суммы частиц, прошедших этот уровень. На этом принципе конструируют седиментационные весы, используемые для проведения гранулометрического анализа проб. Такие весы (рис. 2) имеют сосуд 1 с жидкостью, чашечку 2, соединенную связью 3 с левым коромыслом 4. Предварительно весы уравновешивают грузом 6. Изменение веса чашечки 2 при попадании в сосуд 1 частиц пробы сыпучего материала фиксируется отклонением стрелки 5 циферблата. С помощью тензодатчиков отклонения коромысел весов от первоначального их положения можно фиксировать и непрерывно записывать средствами КИПа.

В результате анализа пробы сыпучего материала на седиментационных весах получают данные, позволяющие построить график зависимости $G_i = f(t_i)$, где G_i — вес частиц, попавших к моменту времени t_i на чашечку 2, выраженный в процентах от общего веса анализируемой пробы. Эта зависимость путем пере-

счета с использованием уравнения (4) позволяет получить функцию $G_i = f(d_i)$, где d_i — диаметр частицы, достигшей чашечки 2 в момент, когда там суммарный вес ранее осевших частиц достиг величины G_i . Предварительное тарирование циферблата весов (или шкалы потенциометра при автоматической записи) путем анализа пробы с известным гранулометрическим составом позволяет получать сразу графика зависимости $G_i = f(d_i)$. С помощью подобного графика можно легко рассчитать процентное содержание каждого класса частиц. Например, класс частиц $d_i - d_2$ в анализируемой пробе составляет $(G_2 - G_1) \%$.

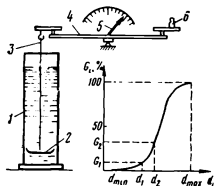


Рис. 2. Схема седиментационных весов для анализа гранулометрического состава проб сыпучего материала

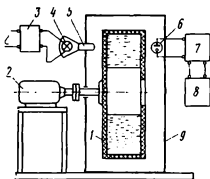


Рис. 3. Схема прибора для седиментационного анализа гранулометрического состава порошков в поле центробежных сил

Такими весами можно анализировать мелкозернистые и порошкообразные сыпучие материалы. Анализ пылевидных материалов на этих весах затруднен из-за малой скорости осаждения частиц в седиментационной жидкости.

Седиментационный анализ пылевидных материалов проводят в поле центробежных сил. Прибор для проведения подобного анализа (рис. 3) имеет ротор 1, приводимый во вращение вокруг горизонтальной оси от электродвигателя 2. Ротор — полый, изготовлен из органического стекла. В него заливают седиментационную жидкость, которая при быстром вращении ротора принимает форму коаксиального цилиндра. Анализируемую пробу сыпучего материала, предварительно суспендированную в небольшом количестве седиментационной жидкости, вводят внутрь вращающегося ротора через центральное окно в его боковой стенке. При таком способе введения материала его частицы в начальный момент времени сосредоточиваются в слое, толщина которого мала по сравнению с толщиной цилиндра седиментационной жидкости. Это обеспечивает почти одновременное начало движения частиц под действием центробежных сил.

Частицы регистрируются на некотором определенном расстоянии от свободного уровня седиментационной жидкости с помощью фотозлемента. Свет от источника (лампы) 4, питаемого через стабилизатор напряжения 3, формируется оптической системой 5 в узкий параллельный пучок, который проходит сквозь ротор и попадает на фотозлемент 6. Фототок, пропорциональный световому потоку, снимаемый с регулируемого сопротивления 7, регистрируется самопишущим потенциометром 8. Для исключения возможности попадания тока от других источников света ротор заключен в кожух 9.

Электронный потенциометр фиксирует изменение величины фототока во времени $I=f(t)$. Так как величина фототока I зависит от степени ослабления светового потока, которая определяется диаметром частиц d_i и их концентрацией в измеряемой плоскости в данный момент времени, то с помощью предварительных опытов можно построить калибровочную кривую $I=f(d_i)$. Этой кривой можно пользоваться в дальнейшем для нахождения дисперсного состава порошков.

Фильтрационный анализ используют для определения внешней удельной поверхности частиц сыпучего материала, величина которой связана со средним диаметром частиц уравнением

$$S = \frac{G}{\rho_1 \bar{d}}, \quad (5)$$

где S — внешняя удельная поверхность частиц материала в пробе; G — вес пробы; ρ_1 — плотность материала частиц; $\bar{d}$ — средний диаметр частиц материала в анализируемой пробе.

Для экспериментального определения значений S может быть использован метод, основанный на измерении скорости фильтрации воздуха через слой испытуемого материала в приборах конструкции В. В. Товарова.

По ГОСТу 8735—65 величину S по этому методу определяют на приборе, схема которого показана на рис. 4. Пробу анализируемого материала загружают в узкую гильзу 10, затем этот материал уплотняют при помощи плунжера 11 до определенного уровня. Нижняя часть гильзы соединена тройником 8 и резиновой трубкой 7 со стеклянным аспиратором 4, в котором налито определенное количество воды. Краны 5 и 6 позволяют соединять внутреннюю полость аспиратора с окружающей средой или с полостью гильзы 10. С помощью крана 2 вода из аспиратора 4 может быть выпущена в колбу 12. Если закрыть краны 5 и 6 и открыть кран 2, то вследствие вытекания воды из аспиратора 4 в его верхней части создается разрежение, величина которого фиксируется водяным манометром 9. Прибор закреплен на штате 1. Температура окружающего воздуха измеряется термометром 3. За счет созданного разрежения воздух начинает фильтроваться через слой испытуемого материала. Скорость фильтрации определяется по времени истечения определенного

количества воды из аспиратора. Внешнюю удельную поверхность зерен пробы материала рассчитывают по специальной формуле с учетом значений времени фильтрации, разрежения в приборе, объема воздуха, прошедшего через слой, его вязкости и порозности сыпучего материала.

Прибор следует тарировать (определять постоянную прибора K) для каждого конкретного материала, так как величина S зависит от свойства материала.

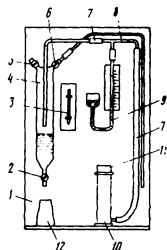


Рис. 4. Схема прибора для определения внешней удельной поверхности сыпучих материалов

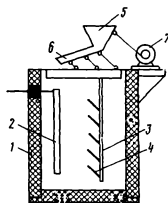


Рис. 5. Схема прибора для электроклассификации порошков

Электроклассификацию сыпучих материалов ведут на установках, работающих по тому же принципу, что и электрофильтры.

Электроклассификацию используют, в основном, для экспресс-анализа гранулометрического состава топочных порошков. Разделяют порошки на приборе (рис. 5), камера 1 которого выполнена из органического стекла. Внутри камеры закреплены коронирующий 2 и осадительный 3 электроды. Коронирующий электрод выполнен из медных трубок в виде рамки, на которой натянуты нити из нихромовой проволоки диаметром 0,2 мм. Расстояние между нитями равно 100 мм. Осадительный электрод 3 представляет собой заземленную пластину с козырьками 4, перемещаемую в вертикальном и горизонтальном направлениях. Расстояние между электродами равно 200 мм, к ним подводится ток напряжением 40—55 кВ.

Сыпучий материал, подлежащий фракционированию, подается из бункера 5 внутрь камеры 1 с помощью вибратора 6,

приводимого от электродвигателя 7. Скорость подачи регулируется в пределах 100—150 см³/мин.

Частицы порошка во время полета между электродами заряжаются ионами газа, притягиваются к осадительному электроду, отдают ему заряд и под действием силы тяжести осыпаются на козырьки. Над каждым козырьком собираются частицы, близкие по размерам, их можно выделить в отдельную фракцию.

После опорожнения бункера 5 осадительный электрод извлекают из камеры. Материал, находящийся над каждым козырьком, взвешивают, и по этим данным рассчитывают фракционный состав исследуемого сыпучего материала. С помощью такого прибора удалось выделить из порошка бронзы фракцию (—15+10) мкм.

Фотоимпульсный метод определения гранулометрического состава сыпучих материалов нашел применение лишь в последние годы. Этот метод позволяет с помощью электронной аппаратуры быстро определить дисперсность порошков, состоящих из частиц одинакового химического и минералогического состава.

Фотоимпульсный метод заключается в поочередном измерении количества света, рассеиваемого отдельными частицами порошка. Для частиц, имеющих правильную шарообразную форму, существует связь

$$\Phi = ad_q^2, \quad (6)$$

где Φ — световой поток, рассеиваемый частицей; d_q — диаметр частицы; a — коэффициент, учитывающий степень освещенности частицы и ее оптические свойства.

Эта связь позволяет определить d_q по величине светового потока, рассеиваемого частицей, при условии, что $d_q \gg \lambda$ (λ — длина световой волны). Частицы порошкообразных материалов редко имеют правильную сферическую форму, поэтому с помощью уравнения (6) нельзя определить истинные размеры частицы, а можно определять лишь условный ее диаметр $d_q = d_i$, при котором частица рассеивает столько же света, сколько и сферическая частица диаметром d_i .

Для проведения дисперсного анализа фотоимпульсным методом порошок преобразуют в аэрозоль низкой концентрации, а затем пропускают его через измерительный элемент маленького объема, где частицы поочередно освещаются пучком света. Рассеянный частицами свет собирается вогнутым эллиптическим зеркалом и направляется в фотомножитель, где преобразуется в электрический импульс, амплитуда которого зависит от условного диаметра частиц. Амплитудное распределение этих импульсов регистрируется многоканальным амплитудным анализатором. Зная зависимость между размером частицы и амплитудой импульсов, можно по показаниям амплитудного анализатора определить средний диаметр частиц отдельных фракций

исследуемого порошка. Следовательно, для каждого типа порошка необходимо предварительно установить эту зависимость, т. е. построить ее в виде тарировочной кривой.

Световой луч от источника света фокусируется специальным объективом в точку, совпадающую с фокусом эллиптического зеркала. Поток частиц пересекается в этой точке с лучом света. Место пересечения этих потоков и создает измерительную ячейку маленького объема.

Аэрозоль низкой концентрации исключает искажения от одновременного измерения нескольких частиц, и вероятность совместного полета двух частиц практически близка к нулю. Для измерения частиц диаметром $d_i < 100$ мкм их концентрация в потоке должна быть не выше, чем 10^3 шт. в 1 см^3 объема газа [17].

Фотоимпульсный метод может быть рекомендован для анализа дисперсного состава порошкообразных материалов, имеющих однородный химический и минералогический состав и размеры частиц в диапазоне 4—100 мкм.

Телевизионный метод анализа гранулометрического состава сыпучих материалов является весьма перспективным экспресс-методом, который позволяет вести эти определения бесконтактным способом и в потоке. Для успешного использования этого метода необходимо, чтобы частицы анализируемого материала имели диаметр, превосходящий тот линейный размер, который определяется разрешающей способностью телевизионной системы. Последняя зависит от расстояния телекамеры до измеряемой плоскости, фокусного расстояния и разрешающей способности телевизионной трубки.

Телекамеру фокусируют на анализируемую пробу материала или на его поток в технологической линии (например, на поток материала, выходящего из мельницы). Если материал движется, то скорость этого движения должна быть такой, чтобы за одну развертку (кадр) частицы перемещались незначительно.

Видеосигнал с телекамеры подается на один из входов устройства контроля, где после соответствующего усиления и коррекции, необходимой для увеличения контраста и подчеркивания границ гранул анализируемого материала, поступает на электронный смеситель и в схему выделения.

В зависимости от размера гранул на каждую линейную длину изображения приходится то или иное определенное их количество. Границу между частицами можно определить по изменению яркости их поверхности, она более темная. Следовательно, если в каждой строке или столбце изображения поверхности анализируемой пробы материала известно число перепадов яркости, т. е. перехода от белого к черному, то по их числу можно определить и диаметр частиц. Перепад яркости вырабатывается в схеме выделения короткие импульсы строчной частоты, которые подсчитываются в специальной схеме измерения. Частота

следования этих импульсов связана непосредственно с количеством гранул на элементе кадра, т. е. с их крупностью.

ВИАСМом (Всесоюзный научно-исследовательский и проектно-конструкторский институт по автоматизации предприятий промышленности строительных материалов) разработана установка для контроля гранулометрического состава клинкера телевизионным методом на базе промышленной телевизионной установки ПТУ-4, которая прошла испытания на производстве. Эта установка позволяет бесконтактным способом оценить средний диаметр зерен сыпучего материала с размером частиц от 2 до 70 мм.

Кондуктометрический метод анализа дисперсного состава порошкообразных материалов относится к современным экспресс-методам, он успешно используется во многих отраслях промышленности [21]. Сущность этого метода становится ясной при рассмотрении принципа действия используемого в этом случае прибора с кондуктометрическим датчиком.

Подлежащий дисперсионному анализу порошок суспендируется в большом количестве электролита, и некоторая часть этой суспензии помещается в стакан 3 (рис. 6). В стакане находится стеклянная пробирка 1 с микроотверстием 2 в боковой стенке. Пробирку заполняют чистым электролитом. В стакане и пробирке размещают электроды 5 и 6, подключаемые к источнику 4 постоянного напряжения. Внутренняя полость пробирки 1 соединяется с помощью трубок через трехходовой кран 7 либо с ртутным манометром 9, либо с колбой 13. Если с помощью крана 7 соединить манометр с колбой 13 и в последней создать с помощью внешнего источника 8 разряжения вакуум, то ртуть в правом колене манометра поднимется, а в левом опустится. Если после этого с помощью крана соединить пробирку 1 с манометром 9, то через отверстие 2 начнет поступать суспензия, находящаяся в стакане 3. Этот процесс длится до тех пор, пока уровни столбов ртути в коленях манометра 9 не сравняются. Каждая твердая частица суспензии, проходя через микроотверстие, увеличивает сопротивление между электродами, при этом сила тока в цепи снижается. Это вызывает импульсное измене-

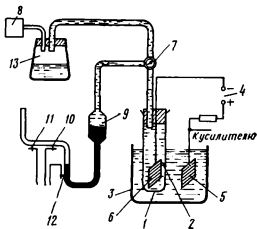


Рис. 6. Схема прибора для анализа дисперсного состава порошков кондуктометрическим методом

ние напряжения снимаемого с сопротивления нагрузки. Амплитуда этого импульса пропорциональна объему прошедшей через отверстие частицы. Поднимающийся в левом колене манометра столбик ртути при замыкании контакта 10 включает счетчик прибора, а при замыкании контакта 11 выключает его. Расстояние между контактами 10, 11 и диаметр трубки в этом месте определяют дозу (объем) измеряемой суспензии. Контакт 12 соединен с корпусом прибора.

Поступающие от датчика импульсы напряжения усиливаются, сортируются дискриминатором и сосчитываются счетчиком. Дискриминатор пропускает импульсы на счетчик только в случае, если их амплитуда превышает порог дискриминации. Проводя несколько циклов счета при разных порогах дискриминации, можно получить интегральную кривую распределения частиц по размерам. Весовая скорость счета 10 тыс. частиц в секунду, поэтому полный анализ можно провести за короткий промежуток времени (5—10 мин).

После окончания счета с помощью крана 7 колба 13 соединяется с манометром 9, вследствие чего отработанная суспензия, находящаяся в трубке выше столбика ртути, сливается в колбу 13. Таким образом, периоды счета можно повторить многократно.

Кондуктометрический метод анализа дисперсионного состава позволяет определять частицы размером от 0,3 до 800 мкм. Диаметр микроотверстия выбирают в зависимости от диапазона диаметров частиц, подлежащих измерению. Основные недостатки метода: малый диапазон размеров диаметров частиц, которые могут быть измерены на одной пробирке (примерно 40:1); необходимость суспендирования порошка и контроля за чистой отверстием.

Среди приборов кондуктометрического анализа наибольшее распространение получили счетчики Коултера, выпускаемые фирмой Коултер электроникс (Франция). Эти счетчики комплектуются счетно-решающей приставкой типа Цилоскоп.

НАСЫПНАЯ ПЛОТНОСТЬ

Насыпной плотностью или объемной массой сыпучего материала ρ_n называют массу материала, находящуюся в единице занимаемого им объема. Величину ρ_n используют при определении необходимого объема бункеров, смесителей, при расчетах расхода энергии на перемешивание сыпучего материала, давления столба сыпучего материала на стенки бункеров и т. д.

Насыпная плотность сыпучего материала зависит от размера составляющих его частиц, их средней плотности, влажности, от плотности укладки частиц в слой. Она не остается постоянной даже при покое сыпучего материала. Под влиянием вибраций стенок сосуда сыпучий материал со временем уплотняется и его

насыпная плотность достигает некоторого предельного значения ρ_{max} . В процессе движения, перемещения, смешения, наоборот, происходит разрыхление материала. Насыпная плотность при этом уменьшается, приближаясь к предельному значению ρ_{min} . Отношение $\rho_{\text{max}}/\rho_{\text{min}}$ для некоторых материалов достигает значений 1,52.

Насыпная плотность, как правило, уменьшается по мере измельчения частиц сыпучего материала, поэтому всегда необходимо указывать, при каких значениях среднего размера частиц она получена. По величине насыпной плотности различают сыпучие материалы: легкие ($\rho_n < 600 \text{ кг/м}^3$), средние ($1100 < \rho_n < 600 \text{ кг/м}^3$), тяжелые ($2000 < \rho_n < 1100 \text{ кг/м}^3$), весьма тяжелые ($\rho_n > 2000 \text{ кг/м}^3$).

Насыпную плотность определяют с помощью прибора (рис. 7), состоящего из стакана (рис. 7), состоящего из стакана 1, в верхней части которого закреплен штырем 2 подвижная царга 3. Исследуемый материал загружают в прибор до верхнего уровня царги, после чего она поворачивается в положение a , и материал, находящийся в ней, сбрасывается на поддон 4. Нижняя кромка царги выравнивает уровень сыпучего материала в стакане 1. После снятия царги со штыря 2 стакан взвешивают. Насыпную плотность исследуемого сыпучего материала подсчитывают по формуле

$$\rho_n = \frac{G_1 - G}{V} \text{ кг/м}^3, \quad (7)$$

где G_1 и G — вес стакана с материалом и без него в кг; V — внутренний объем стакана в м^3 .

Величина ρ_n зависит от способа заполнения стакана материалом. Поэтому рекомендуется заполнять стакан путем свободного истечения исследуемого материала из воронки.

Насыпную плотность материала следует отличать от его так называемой линнометрической плотности ρ , под которой понимают среднюю плотность сыпучего материала (в системе МКГСС — удельный вес); определяют ее следующим образом. В стеклянный мерный цилиндр насыпают порцию исследуемого материала весом G , затем наливают жидкость, в которой части-

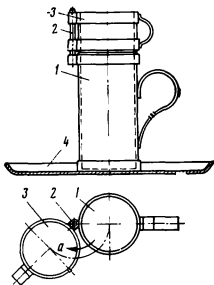


Рис. 7. Прибор для определения насыпной плотности сыпучих материалов

ны материала не растворяются. Объем этой жидкости $V_{ж}$ должен быть таким, чтобы уровень образующейся в цилиндре суспензии был выше первоначального уровня сухого сыпучего материала. По величине объема суспензии V_c , а также величинам G и $V_{ж}$ плотность материала частиц подсчитывают по формуле

$$\rho = \frac{G}{V_c - V_{ж}} \text{ кг/м}^3. \quad (8)$$

ВЛАЖНОСТЬ

Влажность сыпучих материалов влияет на многие их свойства: текучесть, коэффициент внутреннего трения, смерзаемость, сводообразование, комкуемость, плотность и т. д. Связь влаги с материалом может быть механической, физико-химической и химической. Влага, находящаяся между частицами материала и на их поверхности, имеет механическую связь с материалом. Физико-химическую связь с материалом имеет та влага, которая проникает в поры частиц за счет адсорбции или диффузии. Химически связанной является влага гидратная или кристаллизационная.

Простым тепловым высушиванием можно удалить механически связанную влагу и частично физико-химическую. Эту удаляемую высушиванием влагу называют свободной влагой, а оставшуюся при этом в материале влагу — гигроскопической, которая не может быть удалена полностью из материала простым нагреванием.

Для характеристики количества влаги, содержащейся в твердых телах, используют два понятия: влажность и влагосодержание.

Под влажностью W_n понимают отношение веса влаги, содержащейся в сыпучем материале, к весу влажного материала:

$$W_n = \frac{G_n - G_c}{G_n}, \quad (9)$$

где G_n и G_c — вес влажного и вес абсолютно сухого материала.

Под влагосодержанием W понимают отношение веса влаги, содержащейся в сыпучем материале, к весу абсолютно сухого материала:

$$W = \frac{G_n - G_c}{G_c}.$$

Величины W_n и W в некоторых случаях выражают в процентах.

Присутствие влаги в сыпучем материале увеличивает его плотность. Связь влагосодержания с плотностью для зернистых и кусковых материалов выражается формулой

$$\rho_s = \rho(1 + W) \text{ кг/м}^3, \quad (10)$$

а для пылевидных и порошкообразных материалов

$$\rho_a = \rho \frac{1 + W}{\left(1 + \frac{W}{3} \rho_1 / \rho_{ж}\right)} \text{ кг/м}^3,$$

где ρ_a и ρ — плотность влажного и сухого сыпучего материала в кг/м^3 ; ρ_1 — плотность частиц, составляющих сыпучий материал, кг/см^3 ; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, заполняющей поры сыпучего материала, в кг/м^3 .

Методы определения влажности сыпучих материалов могут быть разделены на прямые и косвенные.

Прямые методы основаны на непосредственном измерении веса влаги и веса сухого вещества в навеске. К прямым методам относятся: метод высушивания, заключающийся в воздушно-тепловой сушке навески и измерении ее веса до сушки и после сушки; экстракционный метод, при котором влага извлекается из материала водопоглощающей жидкостью с последующим определением процентного содержания влаги в экстракторе; карбидный метод, основанный на извлечении влаги с помощью карбида кальция, смешиваемого с сыпучим материалом и вступающего с ней в реакцию с образованием ацетилена, по объему которого судят о весе влаги ($\text{CaCl}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{C}_2\text{H}_2$).

Косвенные методы позволяют судить о влажности путем измерения функционально связанных с ней величин. К ним относятся следующие методы: электрические, при которых измеряют электрофизические характеристики сыпучего материала, изменяющиеся в зависимости от влажности (электрическая проводимость, емкость и т. п.); механические — основанные на измерении механических характеристик сыпучих материалов, которые имеют соответствующую функциональную связь с влажностью; оптический — при котором о влажности судят по величине отраженного от поверхности сыпучего материала света; калориметрический — основанный на изменении теплоемкости материала в зависимости от его влажности; ультразвуковой — основанный на способности сыпучих материалов снижать скорость распространения ультразвуковых волн.

Среди перечисленных методов наибольшее распространение получил метод высушивания. Он считается наиболее точным. Однако для измерения влажности сыпучего материала этим методом требуется значительное время, поэтому его нельзя использовать для непрерывного контроля материала в потоке.

Все большее распространение получают электрические методы, которые отличаются быстротой анализа, достаточной точностью и позволяют производить непрерывный контроль влажности. Из электрических методов наиболее точным считается емкостный, основанный на измерении диэлектрической проницаемости сыпучих материалов. Большинство твердых капиллярно-

пористых тел имеет диэлектрическую проницаемость $\epsilon_a = 1 \div 6$, для воды же $\epsilon_a = 81$. Поэтому присутствие влаги заметно сказывается на величине ϵ_a . Диэлектрическую проницаемость влажного материала определяют по емкости конденсатора, между обкладками которого находится исследуемый материал.

Датчик емкостного влагомера чаще выполняется в виде двух полых концентрических цилиндров, пространство между которыми заполняется путем свободной засыпки исследуемым материалом. Емкость подобного датчика

$$C = 0,24 \frac{\epsilon_a h}{\lg d_2/d_1} \text{ пф}, \quad (11)$$

где h — высота засыпки материала между цилиндрами в см; d_2 — внутренний диаметр наружного цилиндра в см; d_1 — наружный диаметр внутреннего цилиндра в см; ϵ_a — диэлектрическая проницаемость исследуемого материала.

Из уравнения (11) видно, что между емкостью C и диэлектрической проницаемостью ϵ_a при прочих равных условиях существует прямая зависимость. Диэлектрическая проницаемость ϵ_a зависит от температуры, поэтому датчик для поддержания в нем постоянной температуры приходится термостатировать.

Так как для большинства сыпучих материалов абсолютная величина емкости датчика составляет несколько пикофарад, в электронных влагомерах используют высокочастотную резонансную схему измерения емкости. По этой схеме работает электронный влагомер типа ЭВК-6, погрешность которого не превышает 0,5%.

В основу ультразвукового метода определения влажности твердых материалов положена зависимость скорости распространения ультразвуковых волн от упругих свойств материала:

$$c_l = \frac{1}{\sqrt{\rho\beta}}, \quad (12)$$

где c_l — скорость распространения ультразвука; ρ — плотность исследуемого материала; β — адиабатическая сжимаемость исследуемого материала.

В большом диапазоне влажности между величиной скорости распространения ультразвука и влажностью массы имеется однозначная зависимость. Ультразвуковые волны создаются в простейших схемах ультразвуковых влагомеров при помощи пьезоэлектрического преобразователя, возбуждаемого электрическим сигналом. После прохождения массы материала ультразвуковой сигнал принимается другим пьезопреобразователем, в котором акустическая волна преобразуется в электрический импульс. Зная базовое расстояние B и измерив время прохождения акустического сигнала по материалу t , можно определить скорость его распространения в материале:

$$c_t = \frac{B}{t}. \quad (13)$$

В автоматических ультразвуковых влагомерах используется более сложная схема, поэтому возникшие в приемном пьезопреобразователе импульсы преобразуются в одиночный импульс, напряжение которого измеряется индикатором. Индикатор путем предварительных измерений можно проградуировать в процентах влажности конкретного материала.

В ВИАСМе разработан ультразвуковой влагомер для определения относительной влажности керамических масс с точностью до 0,1%.

Так как скорость распространения ультразвуковой волны зависит от плотности материала, то при определениях влажности сыпучих материалов необходимо их предварительно уплотнять, что снижает точность этого метода.

ТЕКУЧЕСТЬ

Текущность сыпучих материалов характеризует их способность вытекать с той или иной скоростью из отверстий. Она зависит от гранулометрического состава материала, формы и размера частиц, коэффициента внутреннего трения, влажности и т. д.

Текущность сыпучих материалов определяет многие конструктивные особенности бункерных и дозирующих устройств, смесителей. От нее зависит продолжительность операций заполнения и опорожнения смесителей.

Текущность можно характеризовать коэффициентом текущести

$$K = tr^{2.58}/G, \quad (14)$$

где t — время вытекания сыпучего материала из воронки в с; r — радиус отверстия воронки в мм; G — навеска сыпучего материала, засыпанная в воронку, в г.

Прибор для определения коэффициента текущести K имеет (рис. 8) конусную стеклянную воронку 1, закрепленную в стойке 2, опирающейся на подставку 5. Угол конусности воронки равен 60°. Диаметр нижнего отверстия в зависимости от крупности частиц сыпучего материала принимают равным 1—7 мм. Трубка воронки срезается на расстоянии 3 мм от нижнего основания конуса и закрывается заслонкой 3.

Порядок определения коэффициента

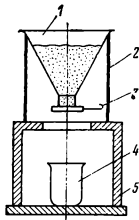


Рис. 8 Схема прибора для определения коэффициента текущести дисперсных материалов.

текучести следующий. В воронку, при закрытой заслонке, насыпают 50—100 г исследуемого материала. Открывают заслонку, одновременно включая секундомер. Измеряют время истечения из воронки порции материала в колбу 4. Используя выражение (14), находят значение K . Для различных сыпучих материалов величина K колеблется в широких пределах: для металлических порошков от 1,2 до 6,4; для кварцевого песка от 3 до 4. Чем больше величина K , тем менее подвижен материал, тем медленнее он вытекает из отверстий.

Предельную скорость истечения сыпучих материалов через отверстия в днищах аппаратов подсчитывают в большинстве случаев по формулам следующего вида:

$$V = KF^n, \quad (15)$$

где F — площадь отверстия; K ; n — опытные коэффициенты.

Л. В. Гячев для зерна эту формулу предлагает использовать в следующем виде [3]:

$$V = (2,546 - 0,162\bar{d}) F^{0,25} \text{ м/с}, \quad (16)$$

где $\bar{d}$ — средний диаметр частиц материала в мм; F — площадь отверстия в м².

Для зернистых материалов большее соответствие экспериментам дает формула П. И. Лукьянова

$$V = 5730 \sqrt{\bar{R}} (R^2 - 1,9\bar{d}R + 1,66\bar{d}^2)^{0,5} \text{ см}^3/\text{мин}, \quad (17)$$

где V — предельная объемная скорость истечения в см³/мин; R — радиус отверстия в см; $\bar{d}$ — средний диаметр частиц материала в см.

Предельную скорость истечения порошкообразных материалов лучше считать по формуле Р. Л. Зенкова, в которой учитываются их физико-механические свойства:

$$V \approx \lambda \sqrt{2g \left(2,1R - 3,4 \frac{\tau_0}{\rho_n} \right)}, \quad (18)$$

где τ_0 — начальное сопротивление сдвигу; ρ_n — насыпная плотность сыпучего материала; g — ускорение силы тяжести; λ — коэффициент истечения (для хорошо сыпучих материалов $\lambda = 0,3 \div 0,5$, для плохо сыпучих $\lambda = 0,2 \div 0,25$).

Связные сыпучие материалы в определенных условиях могут и не вытекать из отверстий. Это происходит в том случае, когда над отверстием образуется свод из материала. Сводообразование сыпучих материалов объясняется возникновением в зоне разгрузочного отверстия такого напряженного состояния, при котором горизонтальные напряжения в слое частиц достигают наивысшего значения. Горизонтальные давления уплотняют материал, создают соответствующую вертикальную составляющую распора свода, которая становится достаточной для восприятия массы груза над отверстием.

Сводообразование можно устранить установкой вибраторов на наружной поверхности выпускного устройства, размещением в зоне разгрузки ворошителей или аэрацией находящегося там материала, выбором соответствующего размера отверстий. Среди перечисленных способов наиболее простым и действенным является последний: для предотвращения сводообразования при этом способе необходимо, чтобы размер выпускного отверстия был больше диаметра наибольшего сводообразующего отверстия $d_{св}$. Величина $d_{св}$ может быть определена экспериментально на простом приборе, представляющем собой полый цилиндр, в днище которого вставляется сменная диафрагма с известным размером отверстия.

Э. В. Джеппе разработал метод аналитического расчета величины $d_{св}$ с учетом физико-механических свойств сыпучего материала, геометрии выпускного отверстия и материала его стенок [4].

УГОЛ ЕСТЕСТВЕННОГО ОТКОСА

Углом естественного откоса называют угол α , образуемый линией естественного откоса (отвала) сыпучего материала с горизонтальной плоскостью. Величина угла естественного откоса зависит от сил трения, возникающих при перемещении частиц сыпучего материала относительно друг друга, и сил сцепления между ними.

Угол α может быть измерен с помощью простейшего устройства, изображенного на рис. 9. При определениях угла α исследуемый сыпучий материал выпускают из воронки 1 на горизонтальную площадку 2, в результате чего там образуется конус 3 из материала. Затем с помощью угломера измеряют угол наклона α образующей этого конуса к горизонту — это и будет угол естественного откоса исследованного материала.

Угол α определяет подвижность сыпучего материала, его необходимо учитывать при конструировании лотков, течек, выпускных конических частей бункеров. Во всех случаях следует принимать угол наклона поверхностей к горизонту, по которым стекает данный сыпучий материал, превосходящим по величине его угол естественного откоса.

Величина угла α зависит от состояния поверхности опорной площадки. Чем меньше шероховатость этой поверхности, тем меньше угол естественного откоса. Снижается значение угла α

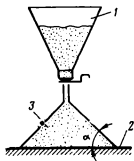


Рис. 9. Схема устройства для измерения угла естественного откоса сыпучих материалов

Таблица 1

Некоторые физико-механические свойства сыпучих материалов

Сыпучий материал	Насыпная плотность в г/см ³	Угол естественного откоса в град.	Средние значения коэффициента трения	
			внутреннего	внешнего по стали
Сера молотая	0,67	40	0,8	0,625
Магnezит каустичный	1,02	31	0,575	0,5
Окись магния	0,47	36	0,49	0,37
Фосфатная мука	1,52	29	0,52	0,48
Хлорная известь	0,68	35	0,63	0,58
Нафталин молотый	0,57	37	0,725	0,6
Кальцинированная сода	0,585	41	0,875	0,675
Соль поваренная мелкая	0,93	38	0,725	0,625
Мочевина порошкообразная	0,54	42	0,825	0,56
Суперфосфат:				
гранулированный	1,1	31	0,64	0,46
порошкообразный	0,8	36	0,71	0,7
Нитрофоска гранулированная	1,1	38	0,55	0,4
Салициловая кислота порошкообразная	0,46	44	0,95	0,78
Тальк	0,85	40	—	—
Цемент	1,15	30	0,5	0,45
Мел	1,1	42	0,81	0,76
Песок речной мелкий	1,51	33	1,0	0,58
Графит	0,45	40	—	—
Уголь каменный мелкий	0,95	36	0,67	0,47
Земля сухая	1,2	30	0,9	0,58
Пшеница	0,77	29	0,35	0,28
Горох	0,77	25	0,38	0,34
Просо	0,743	26	0,4	0,42

и в том случае, когда горизонтальная опорная поверхность вибрирует. Поэтому при проектировании бункеров и течек для малоподвижных с большим значением угла естественного откоса сыпучих материалов внутренние поверхности этих устройств шлифуют, а во время работы их с помощью вибраторов приводят в колебательное движение с весьма малыми амплитудами.

В табл. 1 приведены значения угла естественного откоса для некоторых сыпучих материалов, полученные при испытаниях без вибрации опорной горизонтальной площадки.

АДГЕЗИЯ

Частицы сыпучих материалов способны прилипать к твердым поверхностям (подложкам). Это свойство, как и в случае прилипания жидкостей к подложкам, называют *адгезией*. В процессах смешения, хранения, транспортирования адгезия — вредное свойство сыпучих материалов. Ее необходимо учитывать при

конструировании, изготовлении и эксплуатации смесителей, бункеров, выпускных устройств, транспортных линий. Адгезия частиц к твердым поверхностям обусловлена силами, различными по своей природе: молекулярными, капиллярными, электрическими и кулоновскими. Эти силы в большинстве случаев действуют одновременно. Однако в определенных условиях каждая из них может превалировать над другими.

Молекулярные силы адгезии обусловлены ван-дер-ваальсовскими силами взаимодействия молекул частиц сыпучего материала и материала подложки. Они начинают проявляться еще до непосредственного контакта частиц с поверхностью и зависят от свойств пары контактирующих тел, размера частиц, шероховатости подложки, площади контакта.

Молекулярные силы адгезии можно уменьшить, во-первых, лучшей обработкой поверхности подложки (шлифованием, полированием), во-вторых, уменьшением размера частиц сыпучего материала.

Капиллярные силы адгезии возникают при конденсации паров воды из влажного воздуха, находящегося в порах сыпучего материала, и при наличии пленочной влажности материала. В этих случаях между частицей и подложкой возникает мениск, который силами поверхностного натяжения прижимает частицу к стенке. Капиллярные силы адгезии можно уменьшать гидрофобизацией подложки, т. е. превращением ее поверхности в несмачиваемую по отношению к жидкости, присутствующей в сыпучем материале.

Электрические силы адгезии проявляются только при контакте частиц с подложкой. В условиях смешения, транспортирования частицы сыпучего материала трутся друг о друга, о рабочие органы и стенки смесителя, бункера, лоток, приобретая электрический заряд. Знак заряда, его величина при прочих равных условиях зависят от материала частиц и предметов, о которые они трутся. Например, частицы каменной соли при трении о эбонит, целлулоид, стекло преобретают положительный заряд, а при трении о слюду, медь — отрицательный. При контакте таких частиц с подложкой наведенные на их поверхности заряды притягивают равные по величине и обратные по знаку заряды, расположенные на поверхности подложки. Это приводит к появлению на границе контактирующих тел контактной разности потенциалов, под действием которой они притягиваются друг к другу. Чем больше контактная разность потенциалов, тем значительнее электрические силы адгезии.

Известно, что контактная разность потенциалов зависит, во-первых, от величины заряда на поверхности частицы и, во-вторых, от материала подложки. При соприкосновении частиц с полупроводником (окрашенный металл, пластмассы) возникает контактная разность потенциалов, значительно большая, чем в случае их контакта с проводником (металлы). Этим и объяс-

бится тот факт, что к окрашенным поверхностям частицы пыли прилипают значительно сильнее, чем к чистым металлам.

Кулоновские силы адгезии возникают при подходе заряженных частиц к поверхности подложки. В этот момент на противоположной стороне подложки наводятся заряды, равные по величине заряду частиц, но противоположные по знаку. При этом возникают так называемые силы зеркального отображения (кулоновские силы). Кулоновские силы проявляются только при наличии определенного зазора между частицами и подложкой. Когда частица касается подложки, происходит утечка зарядов, что приводит к снижению кулоновских сил. Чем больше проводимость стенки, тем меньше по величине остаточные кулоновские силы, а следовательно, и силы адгезии. Влага на стенке тоже этому способствует.

Составляющие компоненты силы адгезии по-разному зависят от радиуса частиц r . Эта зависимость оценивается следующим образом: для кулоновских сил — $1/r^2$; электрических — $r^{1/2}$; молекулярных — r , капиллярных сил — $r(1-rx^{-1})$ (где $x > 1$).

Различная природа составляющих силы адгезии не позволяет найти единое средство к ее снижению. Например, гидрофобизация поверхности подложки снижает капиллярные силы, но повышает электрические и кулоновские силы; увеличение влажности материала снижает электрические и кулоновские силы, но приводит к повышению капиллярных сил.

Чтобы оторвать частицу от подложки, надо приложить к частице соответствующую силу $F_{отр}$. Если сила отрыва $F_{отр}$ направлена перпендикулярно к подложке, то она идет только на преодоление сил адгезии $F_{ад}$, называемых силами статического прилипания. При тангенциальном направлении внешней силы к подложке она тратится на преодоление сил статического трения $F_{тр}$, обусловленных адгезионными силами. В случае направления внешней силы под углом к подложке она тратится на преодоление как $F_{тр}$, так и $F_{ад}$. Следовательно, силы адгезии можно оценить величиной отрывающей силы $F_{отр}$.

В настоящее время используют следующие способы создания отрывающей силы: путем наклона подложки к горизонту, центробежный и вибрационный способы.

При первом способе величину отрывающей силы $F_{отр}$ определяют по углу наклона подложки к горизонту, при котором частица начинает двигаться:

$$F_{отр} = V(\rho_1 - \rho_2)g \sin \alpha, \quad (19)$$

где V — объем отрывающейся частицы; ρ_1 ; ρ_2 — плотность частицы и окружающей среды (воздуха или жидкости); g — ускорение силы тяжести; α — угол наклона подложки к горизонту.

При центробежном способе подложку вместе с частицами вращают, при этом

$$F_{отр} = V(\rho_1 - \rho_2)(\bar{j} + \bar{g}), \quad (20)$$

где $\vec{j}$ — вектор центробежного ускорения; $\vec{g}$ — вектор ускорения силы тяжести.

При вибрационном способе подложку вибрируют, применяя низкочастотные и высокочастотные колебания, при этом

$$F_{отр} = V(\rho_1 - \rho_2)(\vec{a} + \vec{g}). \quad (21)$$

Здесь $\vec{a}$ — вектор ускорения колебательного движения.

Адгезию характеризуют величиной v_F (числом адгезии), равной отношению веса частиц G , оставшихся на подложке после приложения к ним силы $F_{отр}$, к первоначальному их весу на подложке G_0 :

$$v_F = \frac{G}{G_0} 100\%. \quad (22)$$

Число адгезии зависит от силы отрыва $F_{отр}$, поэтому многие исследователи предпочитают использовать ее для оценки адгезии.

В некоторых случаях адгезию оценивают силой отрыва F_c , приходящейся на единицу поверхности контакта частиц и подложки.

Если сила отрыва направлена тангенциально к подложке, то адгезию можно характеризовать косвенно через коэффициент внешнего трения f_1 , используя зависимость

$$F_{тр} = f_1 F_n, \quad (23)$$

где F_n — нормально направленная к подложке сила, с которой слой частиц к ней прижимается.

СЛЕЖИВАЕМОСТЬ

При длительном хранении без перемещений многие мелкозернистые и порошкообразные материалы способны уплотняться, слеживаться, теряя сыпучесть. Уплотняется материал вследствие перераспределения частиц в слое: мелкие частицы под влиянием незначительных вибраций вклиниваются в зазоры между крупными частицами и, как следствие, к росту сил адгезии частиц между собой, которую иногда называют аутогезией.

Слеживаемость повышается с увеличением влажности воздуха, что объясняется увеличением капиллярной силы адгезии. Некоторые материалы, например порошкообразные удобрения, способны слеживаться в плотные массы. Оценивают степень слеживаемости сыпучих материалов косвенными методами: по сопротивлению сдавливанию в слой материала иглы определен-

ного профиля, по сопротивлению разрушению столбика из материала под нагрузкой. В последнем случае степень слеживаемости оценивается величиной разрушающей нагрузки σ_p , приходящейся на единицу площади испытываемого столбика.

По величине σ_p все сыпучие материалы можно условно разбить на следующие категории слеживаемости: легкая ($\sigma_p < 0,1$ Мн/см²); незначительная ($0,1 \leq \sigma_p \leq 0,2$ Мн/см²); средняя ($0,2 \leq \sigma_p \leq 1$ Мн/см²); сильная ($\sigma_p > 1$ Мн/см²). Легкую категорию слеживаемости имеют порошкообразные суперфосфат, сульфатная нитрофоска; незначительную — мочеви́на, диамофос, гранулированная аммиачная селитра; сильную — порошкообразные аммиачная селитра, хлористый калий, сода, поваренная соль, окись цинка.

Уменьшая любыми известными способами силу аутогезии между частицами, можно снизить степень слеживаемости сыпучих материалов. Наиболее радикальными средствами являются: снижение влажности продукта, увеличение диаметра частиц гранулированием, уменьшение площади контакта между частицами путем придания им специальной формы (пилообразной), припудривание частиц различными наполнителями (тальком, каолином, глиной), введение в состав материала частиц гидрофобизирующих веществ.

МЕХАНИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА

Под влиянием массы лежащих выше слоев, а в некоторых случаях и внешней силы в толще сыпучего материала возникают напряжения сжатия σ и сдвига τ . Не по всем направлениям эти напряжения существуют одновременно. Внутри напряженного

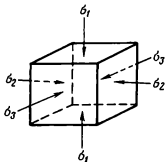


Рис. 10. Главные напряжения в сыпучем материале

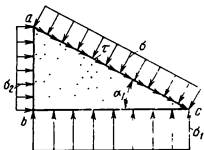


Рис. 11. Схема действия сил на призму, выделенную в толще сыпучего материала

сыпучего материала всегда можно выделить такие три взаимно перпендикулярные плоскости, в которых касательные (срезающие) напряжения будут отсутствовать (рис. 10). Эти плоскости

называют главными, а нормальные напряжения, действующие к шм, — главными напряжениями.

Если использовать так называемую условную плоскую задачу напряженного состояния, то связь между главными нормальными напряжениями и касательными может быть выражена следующим образом. Выделим в толще сыпучего материала прямоугольную призму (рис. 11), в которой грани ab и bc совпадают с плоскостями главных напряжений σ_1 и σ_2 , а высота равна единице. Из рассмотрения действующих на призму сил можно установить, что

$$\tau = \frac{\sigma_1 - \sigma_2}{2} \sin 2\alpha_1. \quad (24)$$

Более наглядно эта связь изображается графически с помощью круга напряжений Мора. Для построения этого круга в системе координат σ — τ откладывают (рис. 12) на оси абсцисс главные напряжения σ_1 и σ_2 . На отрезке σ_1 — σ_2 строят круг, диаметр которого совпадает с этим отрезком по величине. Для любой точки C этого круга, лежащей в первой четверти, существует связь:

$$\left. \begin{aligned} \sigma &= \frac{\sigma_1 + \sigma_2}{2} + r \cos 2\alpha_1; \\ \tau &= r \sin 2\alpha_1, \end{aligned} \right\} \quad (25)$$

где r — радиус круга Мора.

Если на какой-то произвольно выбранной в толще сыпучего материала элементарной площадке, не совпадающей с главными плоскостями, при постоянном τ нормальном напряжении σ постепенно увеличивать касательное напряжение τ , то при достижении некоторого значения $\tau_{пр}$ произойдет сдвиг слоев сыпучего материала в этой плоскости. Это напряжение $\tau_{пр}$ называют предельным или пределом текучести сыпучего материала [4].

Каждому значению σ соответствует своя величина $\tau_{пр}$. Для идеально сыпучих материалов, у которых отсутствуют силы связи между частицами, при $\sigma=0$ и $\tau_{пр}=0$. У связных сыпучих материалов между частицами существуют силы сцепления, поэтому даже при $\sigma=0$ предельное касательное напряжение имеет место. Величину $\tau_{пр}$ при $\sigma=0$ называют начальным сопротивлением сдвигу и обозначают τ_0 .

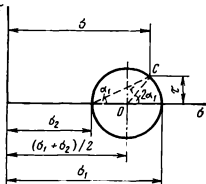


Рис. 12. Графическое изображение касательных и нормальных напряжений с помощью круга Мора

При сдвиге слоев мы имеем дело с трением, поэтому можно записать:

для идеально сыпучих материалов

$$\tau_{np} = \sigma_i f; \quad (26)$$

для связных сыпучих материалов

$$\tau_{np} = \tau_0 + \sigma_i f, \quad (27)$$

где f — коэффициент внутреннего трения сыпучего материала, представляющий собой средний коэффициент трения, имеющий место при трении частиц материала друг о друга.

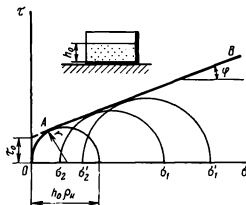


Рис. 13. График зависимости предельных касательных напряжений от нормальных напряжений

Если для данного сыпучего материала иметь некоторое количество пар взаимно связанных значений τ_{np} и σ_i и нанести эти значения в системе координат τ_{np} — σ , то линия, соединяющая нанесенные точки, будет представлять собой геометрическое место значений предельных касательных напряжений. Эта линия огибает (касается) все круги напряжения Мора, построенные по значениям σ_1 и σ_2 , соответствующим τ_{np} (рис. 13). Все точки, лежащие ниже линии предельных касательных напряжений, характеризуют напряженное состояние сыпучего материала в покое. Таким образом, в отличие от жидкостей у сыпучих материалов даже и при покое существуют касательные напряжения. Они-то и не позволяют куче сыпучего материала рассыпаться по горизонтальной поверхности.

Графическая зависимость $\tau_{np}=f(\sigma)$ имеет большое значение для оценки механических свойств сыпучего материала. Начало координат (точка O) в графике, показанном на рис. 13,

выбрано таким образом, чтобы значение вертикального напряжения σ_1 было равно $h_0\rho_n$, а горизонтальное напряжение $\sigma_2=0$. Величина h_0 — предельное значение высоты вертикально стоящего столба сыпучего материала без поддерживающей стенки, а ρ_n — насыпная масса сыпучего материала.

Величину h_0 находят экспериментально с помощью прямоугольной формы ящика, одна из стенок которого может откидываться в горизонтальное положение. Постепенно насыпая исследуемый материал в ящик (без уплотнения) и откидывая его подвижную стенку, находят такую предельную высоту слоя материала в ящике h_0 , при которой происходит обрушение вертикальной грани сыпучего материала. При $h < h_0$ обрушения не происходит. В точке O вертикальное и горизонтальное напряжения являются главными, для них круг Мора имеет радиус $r = \frac{h_0\rho_n}{2}$.

Из графика видно, что для связанного сыпучего материала существуют два участка зависимости предельных касательных напряжений: криволинейный участок OA , описываемый кругом Мора радиуса r , и прямолинейный AB , на котором $\tau = \tau_0 + \sigma \tan \varphi$. Идеально сыпучие материалы криволинейного участка не имеют.

Отдельные элементы графика предельных касательных напряжений являются важнейшими механическими характеристиками сыпучего материала. Например, тангенс угла наклона прямой AB к оси абсцисс численно равен коэффициенту внутреннего трения f , по этой причине угол φ называют углом внутреннего трения.

Отношение предельного касательного напряжения $\tau_{пр}$ к соответствующему нормальному напряжению σ называют коэффициентом сопротивления сдвигу f_σ . На участке графика AB величина этого коэффициента

$$f_\sigma = f + \tau_0/\sigma; \quad (28)$$

в этом выражении τ_0 — отрезок, отсекаемый касательной AB к кругу напряжений на оси ординат. Этот отрезок называют начальным сопротивлением сдвигу. Его приближенное значение может быть определено по формуле

$$\tau_0 = \frac{h_0\rho_n}{4}. \quad (29)$$

Если σ значительно превосходит по величине τ_0 , то значения f_σ и f становятся почти равными. В пределах участка AB коэффициент внутреннего трения f является величиной постоянной, в зоне же участка OA он изменяется, хотя на практике этим пренебрегают.

Для хорошего сыпучих сред угол естественного откоса равен углу внутреннего трения, в связанных же сыпучих материалах

угол естественного откоса всегда больше, чем угол внутреннего трения.

Величины σ и τ легко выразить через силы, действующие на выделенную площадку:

$$A_{\sigma} = F\sigma \text{ и } A_{\tau} = F\tau, \quad (30)$$

где F — площадь выделенного в массе сыпучего материала элемента (при испытаниях на приборе она равна площади поперечного сечения сдвигаемого элемента).

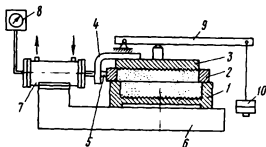


Рис 14. Схема прибора Дженнике для определения сопротивления сыпучих материалов прямому сдвигу

График зависимости $A_{\tau} = f(A_{\sigma})$ в силовых координатах имеет такой же вид, как и зависимость $\tau_{\text{пр}} = f(\sigma)$.

Сыпучий материал, как правило, перерабатывается или хранится в емкостях, выполненных из стали, чугуна, пластмасс, дерева и т. п. У стенки предельное касательное напряжение отличается по величине от предельного касательного напряжения внутри массы сыпучего материала. Это различие объясняется тем, что при одном и том же нормальном давлении коэффициент трения f частиц одна о другую отличается от коэффициента трения f_1 частиц о стенку, который называют часто коэффициентом внешнего трения. Для большинства сыпучих материалов коэффициент внешнего трения по стали меньше коэффициента внутреннего трения. Значения этого коэффициента приведены в табл. 1.

Для определения коэффициента внутреннего трения используются приборы, в которых можно измерить силы сопротивления сыпучего материала направленному сдвигу.

На рис. 14 приведена схема прибора для определения сопротивления прямому сдвигу, разработанного Э. В. Дженнике [4]. Этот прибор состоит из следующих основных элементов: измерительной камеры, механизма вертикального нагружения, станины и прибора для непрерывной регистрации усилий сдвига.

Измерительная камера состоит из цилиндрического корпуса 1, сдвигаемого кольца 2, кронштейна 4, закрепляемого на

крышке 3. Внутренняя часть доньшка корпуса 1 и нижняя часть крышки 3 имеют насечку для большего их сцепления с сыпучим материалом. Корпус измерительной камеры закрепляют на станине 6 прибора. Внутренний диаметр корпуса и сдвигаемого цилиндра 100 мм.

Механизм сдвига представляет собой пневмоцилиндр 7, который может создать на кронштейне необходимую сдвигающую силу, непрерывно измеряемую самопишущим манометром 8.

Механизм вертикального нагружения состоит из рычага 9, нагружаемого через тяги грузом 10.

Сдвиговые силы измеряют на приборе Э. В. Дженике в следующей последовательности. Исследуемую пробу сыпучего материала подвергают предварительному уплотнению. Для этого с измерительной камеры снимают крышку 3, а на сдвигаемый цилиндр надевают цилиндрическую обечайку. Затем в измерительную камеру засыпают исследуемый материал. Выступающий из обечайки материал счищают, и на него укладывают крышку. Заполненную таким образом измерительную камеру устанавливают на специальный уплотнительный столик, где с помощью рычажного механизма на крышку прикладывается вертикальная сила. В уплотнительном стакане может быть установлено сразу шесть измерительных камер. После уплотнения образца с камеры снимают обечайку, а излишек материала, выступающий за кромки сдвигаемого цилиндра, счищают. Измерительную камеру с надетой крышкой 3 устанавливают на станину 6 прибора. С помощью грузов 10 на крышку 3 прикладывается вертикальная сила. После этого с помощью пневмоцилиндра сдвигаемому цилиндру сообщается сдвигающая сила, деформирующая сыпучий материал со скоростью 0,09 см/мин. Эта сила распределяется с помощью кронштейна 4 и стержня 5 равномерно между кольцом 2 и крышкой 3. Величина сдвигающей силы увеличивается до тех пор, пока не образуется в массе сыпучего материала плоскость разрушения. Этот момент фиксируется самопишущим манометром: после появления плоскости разрушения величина сдвигающей силы остается постоянной, а иногда даже несколько снижается.

Предельное касательное напряжение $\tau_{пр}$ определяют по величине зафиксированной в момент начала движения кольца 2 сдвигающей силы A_{τ} по формуле (30), а нормальное напряжение σ — по величине приложенной к крышке вертикальной силы A_{σ} по формуле (30). Изменяя величину A_{σ} и измеряя соответствующие ей значения A_{τ} , можно построить круг Мора, с помощью которого вычисляют значение коэффициента внутреннего трения исследуемого сыпучего материала.

Коэффициент внешнего трения f_1 можно определить на этом же приборе. Но для этого вместо корпуса 1 в измерительной камере устанавливают пластину из материала, по отношению

к которому определяется коэффициент внешнего трения. Сыпучий материал загружают вдвигаемое кольцо 2, накладывают на него крышку 3, которую нагружают поочередно вертикальными заданными силами A_1 , и далее по рассмотренной выше схеме определяют соответствующие им значения сдвигающих сил A_1 .

ВЗРЫВО- И ПОЖАРООПАСНОСТЬ

Горючие сыпучие материалы могут при определенных условиях самовозгораться, а в смеси с воздухом — взрываться. Взрыв аэровзвеси сыпучих горючих компонентов происходит только в том случае, когда их концентрация в воздухе находится в диапазоне между нижним и верхним пределами воспламенения. Согласно принятым в СССР нормам нижний предел воспламенения служит основным критерием взрывоопасности аэровзвесей.

Взрывоопасными принято считать пылевоздушные смеси, нижний предел воспламенения которых меньше или равен 65 г/м^3 . Пыли с нижним пределом, превышающим 65 г/м^3 , считают пожароопасными. Для того чтобы аэровзвесь воспламенилась, к ней необходимо подвести определенную тепловую энергию. Минимальную энергию зажигания аэровзвесей определяют на специальном приборе путем экспериментального построения зависимости вероятности зажигания от энергии разряда конденсатора. Минимальная энергия зажигания резко возрастает с увеличением размера частиц выше 70 мкм .

Источником тепловой энергии, необходимой для зажигания аэровзвесей, в смесителях, бункерах могут быть нагретые поверхности движущихся элементов, искровой разряд электрооборудования, электропроводки и статического электричества.

Для предупреждения взрыва пылевоздушных смесей необходимо выполнять следующие условия: проводить процесс смешения, транспортирования в среде инертного газа, тщательно заземлять металлическое оборудование, использовать взрывозащищенное оборудование, контролировать с помощью датчиков температуру в зоне наибольшего трения, не допускать попадания в смеситель металлических предметов, для чего загружаемую смесь необходимо пропускать через магнитный сепаратор.

Искры статического электричества при разряде заряженного диэлектрического материала в аппаратах характеризуются незначительной энергией, поэтому от них пылевоздушные смеси не взрываются. Реальную опасность представляют искры с заряженных металлических частей оборудования, поэтому и требуется их тщательное заземление.

Подводя итоги рассмотрения физико-механических свойств сыпучих материалов, можно сделать следующий вывод: под-

пичность сыпучих материалов нельзя оценить одной какой-то характеристикой, как, например, жидкости и газы — вязкостью. Это положение затрудняет создание паспорта (таблиц) свойств сыпучих материалов. Интересно в этом отношении предложение Карра [31] оценивать сыпучесть дискретных материалов суммой баллов по пяти показателям: угол естественного откоса, коэффициент уплотнения, угол обрушения, коэффициент неоднородности фракционного состава частиц, эффективность сцепления (коэффициент внутреннего трения) частиц. Каждый из этих показателей может быть оценен по 25 баллам. Таким образом, сыпучий материал с отличной сыпучестью имеет максимальную сумму баллов, равную 100. Самая плохая сыпучесть оценивается суммой баллов от 0 до 19. Все сыпучие материалы в зависимости от суммы баллов разделены Карром на семь классов и 21 группу (по три группы в каждом классе). По такой классификации ему удалось создать таблицу свойств сыпучих материалов.

ОБЩАЯ ТЕОРИЯ ПРОЦЕССА СМЕШЕНИЯ СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ

Глава II

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ МЕТОДЫ ОЦЕНКИ КАЧЕСТВА СМЕСЕЙ

КРИТЕРИИ КАЧЕСТВА СМЕСИ

В результате процесса перемешивания в смесителе происходит взаимное перемещение частиц разных компонентов, находящихся до перемешивания отдельно или в неоднородно введенном состоянии. В идеализированном процессе мы должны получить такую смесь, когда в любой ее точке к каждой частичке одного из компонентов примыкают частицы других компонентов в количествах, определяемых заданным соотношением компонентов. Так, если смешиваются три компонента, массы которых относятся как целые числа $p : q : m$, то в любом малом объеме, взятом в произвольной точке, массы после идеального смешения тоже должны относиться как $p : q : m$.

Однако такое идеализированное расположение частиц в действительности не наблюдается, так как слишком велико число факторов, которые влияют на их взаимные перемещения и от которых в конечном результате зависит степень смешения. Эти факторы можно разделить на три группы:

1) методы смешения (распыливание, пересыпание, перелопачивание, насливание компонентов, смешение компонентов в «кипящем» слое и т. д.);

2) конструктивные особенности смесителей и их режимы работы (степень заполнения, скорость и характер циркуляции материала внутри смесителя, конструкция размешивающего органа, скорость вращения этого органа и т. д.);

3) физико-механические характеристики смеси компонентов (соотношение компонентов, их гранулометрический состав, объемные массы, коэффициент внутреннего трения и т. д.).

В перемешиваемой смеси, в ее микрообъемах возможно бесконечное разнообразие взаимного расположения частиц компонентов. В этих условиях соотношение компонентов в произволь-

ных точках смеси — величина случайная. Поэтому большинство современных методов оценки качества смеси (степени смешения) основаны на методах статистического анализа.

Из математической статистики известно, что наиболее просто статистический материал анализируется по одной случайной величине (законы для систем нескольких случайных величин значительно сложнее, и на практике к ним прибегают только в случае крайней необходимости).

Чтобы оценивать качество смешения одной случайной величины, смесь условно считают двухкомпонентной. Для этого выделяют из смеси один какой-то компонент, называемый ключевым, а все остальные компоненты объединяют во второй условный компонент. По степени распределения ключевого компонента в массе второго условного компонента и судят о качестве смеси. Таким образом, в двухкомпонентной смеси случайной величиной X является содержание ключевого компонента в ее микрообъемах.

Случайная дискретная величина X может быть полностью охарактеризована, если известны: закон ее распределения, математическое ожидание M , дисперсия D или среднее квадратическое отклонение S .

Большинство исследователей в качестве основы критерия оценки качества смеси принимают среднее квадратическое отклонение содержания ключевого компонента в пробах, взятых из смеси. Величина среднего квадратического отклонения S по данным опытов подсчитывают по формуле

$$S = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{m})^2}{n-1}}, \quad (31)$$

где x_i — значение случайной величины X в i -ом опыте, в нашем случае — содержание ключевого компонента в i -ой пробе; $\bar{m}$ — среднее арифметическое наблюдаемых значений величины X , в нашем случае — среднее арифметическое содержание ключевого компонента во всех пробах; n — общее число отобранных проб.

При большом числе проб величина $\bar{m}$ сходится по вероятности с математическим ожиданием M случайной величины X . Среднее квадратическое отклонение S зависит от величины $\bar{m}$ и имеет ее размерность. Это не позволяет использовать величину S в чистом виде для сравнительной оценки качества смеси с различным содержанием в них ключевого компонента. Поэтому величину S берут в относительной форме, деля ее на некоторую величину S_0 , в которую многие авторы вкладывают разный смысл. В табл. 2 приведены основные формулы, используемые для расчета критерия оценки качества смешения и S_0 .

Таблица 2

**Сводная таблица величин, предложенных различными авторами
в качестве критерия оценки качества смеси сыпучих материалов**

Название критерия	Литература	Формула для расчета
Мера рассеяния M	[37]	$M = \frac{1}{c} \sum_{i=1}^n c_i/n$
Коэффициент неоднородности V_c	[13]	$V_c = \frac{100}{c} \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i - c)^2}$ %
Степень смешивания M	[39]	$M = 1 - \frac{S^2 - S_R^2}{S_0^2 - S_R^2}$; $S_0^2 = p(1-p)$; $S_R^2 = p(1-p)/m$
Степень смешения M	[42]	$M = \frac{S}{S_0}$; $S_0 = c_0(1 - c_0)$
Стандартное отклонение S	[36], [41], [47]	$S = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i - \bar{c})^2}$
Степень смешения M	[44]	$M = 1 - \frac{S}{S_0}$; $M = 1 - \left(\frac{S}{S_0}\right)^2$
Критерий однородности A	[27]	$A = \left(\frac{\log S_0/S}{\log S_0/S_R}\right)^{0,5}$; $S_R^2 = \frac{pq[p(d_p)_p + q(d_q)_q]}{g}$
Приведенное стандартное отклонение S_n	[49]	$S_n = \frac{S}{S_0}$; $S_0 = \sqrt{p(p-1)}$
Коэффициент изменчивости V	[32]	$V = S/\bar{c}$
Коэффициент качества J	[32]	$J = \frac{\bar{c}}{p}$
Относительная дисперсия S_p/p	[45]	$\frac{S_p}{p} = \frac{1}{g} \left[\left(\frac{1-p}{p} \right)^2 p \gamma_p (1+C_p^2) + q \gamma_q (1+C_q^2) \right]$
Дисперсия S_n^2	[30]	$S_n^2 = S^2 - S_R^2$; $S_R = pq/m$
Степень перемешивания M	[33]	$M = 1 - \frac{100}{x}$; $\frac{x}{100} = \frac{F_0 - F}{F}$

И-звание критерия	Лите- ратура	Формула для расчета
Полнота перемешивания U	[29]	$U = a \Delta F = \frac{F}{F_0}$
Степень перемешивания M	[48]	$M = \log \left[\frac{1}{1 - \left(\frac{S_0}{S} \right)} \right]$
Интенсивность сегрегации J_c	[34]	$J_c = \frac{S_a^2}{\bar{C}_a \bar{C}_b} = \frac{S_b^2}{\bar{C}_a \bar{C}_b}$
Степень смешивания M	[39]	$M = \frac{S - S_R}{S_0 - S}; S_0^2 = p(1-p); S_R^2 = p(1-p)/m$
Мера неупорядоченности η	[35]	$\eta = \frac{2\pi\mu \sum_{i=1}^{K_1} r_i^2}{\chi^2}; \chi^2 = \sum_{i=1}^{K_1} \frac{(v_i - p_i)^2}{p_i}$
Параметр нецентральности λ^2	[16]	$\lambda^2 = n \sum_{i=1}^{K_2} \frac{(v_i - p_i)^2}{p_i}$
Степень смещения Φ	[28]	$\Phi = \sqrt{\sum_{i=1}^{K_2} (z_i - \xi_0)^2}; z_i = 2 \arcsin \sqrt{v_i}; \xi_0 = 2 \arcsin \sqrt{p_i}$

Примечание. Для удобства в таблице принято единое обозначение одинаковых величин, а не так, как они даются авторами. Здесь S_0 — среднее квадратическое отклонение концентрации ключевого компонента в пробах (СКВО) для совершенно несмешанной смеси; S_R — СКВО при равновесном состоянии смеси, т. е. при максимально возможном в статистическом смысле смещении; S_n — истинное значение СКВО смеси; S — измеренное значение СКВО; g — вес пробы; p, q — фактическое весовое относительное содержание компонентов в смеси; $(d_s)p$; $(d_s)q$ — эффективный средний размер частиц в пробах соответственно для компонентов p и q ; C_p ; C_q — коэффициенты отклонения веса частиц для компонентов p и q ($C_p = S_p/\gamma_p$; $C_q = S_q/\gamma_q$); γ_p ; γ_q — средние значения веса частиц, отнесенные к числу частиц компонентов p и q ; F — поверхность раздела между компонентами к моменту их анализа; F_0 — максимально возможная поверхность раздела между компонентами; x — доля неперемешанной смеси, a — коэффициент пропорциональности; U — вероятность того, что хотя бы один из элементов данной поверхности раздела попадет в выделенный элементарный объем; ΔF — элемент поверхности раздела между компонентами; m — число частиц в пробе; r_i — кратчайшее расстояние между частицами компонентов; μ — среднее число произвольных точек в единице рассматриваемой площади среза пробы; K_1 — число клеток, на которое разбивается рассматриваемая площадь; χ^2 — величина критерия Пирсона со степенью свободы K_1 , которая превышает с вероятностью q ; v_i — наблюдаемая частота появления i -го компонента; p_i — заданная частота появления i -го компонента, v — среднее значение частоты появления величины v_i для данной серии опытов; K_2 — число смешиваемых компонентов; K_1 — число степеней свободы, равное количеству отбора проб минус число наложенных связей при обработке опыта; S_a ; S_b — СКВО концентрации компонентов соответственно по a и b ; $\bar{c}_a$, $\bar{c}_b$ — среднее значение концентраций компонентов a и b в пробах.

В СССР наибольшее распространение в качестве критерия оценки качества смешения получил коэффициент неоднородности (вариаии) V_c , у которого $S_0 = \bar{m}$:

$$V_c = \frac{S \cdot 100}{\bar{m}} = \frac{100}{\bar{m}} \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{m})^2}{n-1}} \% \quad (32)$$

Обычно при анализах смеси определяют не число частиц ключевого компонента в пробах, а его концентрацию c_i в них, что практически значительно проще. С учетом этого формулы (31) и (32) записываются в виде

$$S = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i - \bar{c})^2}; \quad (33)$$

$$V_c = \frac{S \cdot 100}{\bar{c}} = \frac{100}{\bar{c}} \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i - \bar{c})^2} \% \quad (34)$$

где $\bar{c}$ — среднее арифметическое значение концентрации ключевого компонента в пробах в %; c_i — значение концентрации ключевого компонента в i -ой пробе; n — число проанализированных проб.

Для упрощения расчетов по формуле (33) ее можно преобразовать в более удобный для этого случая вид:

$$\begin{aligned} S^2 &= \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i^2 - 2c_i\bar{c} + \bar{c}^2) = \\ &= \frac{1}{n-1} \left(\sum_{i=1}^n c_i^2 - 2 \sum_{i=1}^n c_i\bar{c} + \sum_{i=1}^n \bar{c}^2 \right) = \\ &= \frac{1}{n-1} \left(\sum_{i=1}^n c_i^2 - 2n\bar{c}^2 + n\bar{c}^2 \right) = \frac{1}{n-1} \left(\sum_{i=1}^n c_i^2 - n\bar{c}^2 \right). \end{aligned} \quad (35)$$

Для расчетов S по формуле (35) необходимо суммирование квадратов значений c_i , что избавляет от необходимости суммирования квадратов разностей $(c_i - \bar{c})^2$ в случае использования формулы (33).

При большом числе значений c_i для сокращения расчетов S лучше использовать формулу

$$S^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{m=1}^k (c_m - \bar{c})^2 h_m, \quad (36)$$

где c_m — среднее значение концентрации m -го интервала, k — число интервалов разбиения; $\bar{c}$ — среднее арифметическое значение концентрации ключевого компонента в пробах, вычисленное по таблице наблюдаемых частот классов ($\bar{c} = 1/n \sum_{m=1}^k c_m h_m$); h_m — абсолютная частота значений c_m m -го класса во всей выборке.

В этом случае

$$V_c = \frac{100n}{\sum_{m=1}^k c_m h_m} \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{m=1}^k (c_m - \bar{c})^2 h_m} . \quad (37)$$

В последнее время в ряде стран выпускаются специальные бланки со штриховой записью частот появления c_i . Например, в ГДР издательством «Шеферс Файнпапир» выпускаются бланки: «Штриховая форма для статистической обработки результатов измерений» и «Статистическая обработка результатов измерений» (с содержанием этих бланков можно познакомиться в работе [26]). Подобные бланки являются весьма удобной формой записи первичного статистического материала и результатов его обработки.

Величина V_c при определенных условиях зависит от веса проб, отбираемых на анализ. Это объясняется тем, что среднее квадратическое отклонение соотношения компонентов в самих пробах даже при идеальном их смешении зависит от числа составляющих их частиц. Действительно, из статистики известно, что доверительный уровень оценки S_r по S определяется неравенством $z_1 S < S_r < z_2 S$, где S_r — среднее квадратическое отклонение наблюдаемой величины в генеральной совокупности, т. е. во всей смеси; S — среднее квадратическое отклонение наблюдаемой величины по экспериментальным ее измерениям; z_1 ; z_2 — коэффициенты, значения которых зависят от доверительной вероятности и числа измерений n , их значения можно выбрать по таблицам [7].

Чем больше число наблюдаемых значений случайной величины n , тем ближе значения коэффициентов z_1 и z_2 к единице. Например, при доверительной вероятности $\alpha = 0,99$ и $n = 200$ эти коэффициенты равны $z_1 = 0,885$; $z_2 = 1,147$.

Следовательно, при числе частиц ключевого компонента, входящих в пробу идеальной смеси, $n_v > 200$ можно принять $S = S_r$. А это означает, что влиянием на V_c составляющей колебаний c_i , вызванных чисто статистическим разбросом соотношения частиц компонентов в пробе, можно пренебречь, если проба содержит больше 200 частиц ключевого компонента.

Для реальной смеси можно записать

$$S^2 = S_r^2 - S_R^2, \quad (38)$$

где S^2 — дисперсия концентрации ключевого компонента, вызванная неидеальностью смеси; S_r^2 — действительная дисперсия концентрации ключевого компонента, измеренная по большому числу анализов проб из смеси; S_R^2 — дисперсия концентрации ключевого компонента в пробах при идеальном смешении.

Величина S_R для одной и той же смеси зависит от числа частиц смешиваемых компонентов в пробе, т. е. от ее веса G . Степень зависимости $S_R = f(G)$ оценивается по-разному. Например, Леси предлагает для смеси, состоящей из частиц одинакового веса и формы, считать S_R^2 по формуле [40]

$$S_R^2 = \frac{p(1-p)}{n_q}, \quad (39)$$

а К. Штанге [46]

$$S_R^2 = \frac{k^2}{G},$$

где p — доля ключевого компонента в пробе; n_q — число частиц в пробе; G — вес пробы; k — коэффициент, зависящий от соотношения компонентов в пробе, размера частиц, их гранулометрического состава, способа отбора проб.

Для частиц неодинакового размера К. Пулл, В. Тейлор и Ж. Уолл предложили более сложную зависимость [43]

$$S_R^2 = \frac{\frac{pq}{G}}{\left[\frac{p(d_3)_q + q(d_3)_p}{G} \right]}, \quad (40)$$

где p, q — доли компонентов в смеси; $(d_3)_q$; $(d_3)_p$ — эффективный средний размер частиц соответственно для компонентов q и p .

Анализируя эти зависимости, можно установить, что при увеличении веса пробы и уменьшении размера частиц смешиваемых материалов величины $S_R \rightarrow 0$. Поэтому для проб сравнительно больших по количеству составляющих их частиц ($n_q > 200$) можно принять $S^2 = S_r^2$, что дает нам право не учитывать влияния веса проб G на величину критерия оценки качества смеси, т. е. на V_c .

Подобный вывод правомерен только в том случае, когда объем анализируемой смеси велик по сравнению с суммарным объемом отдельных проб, отбираемых случайным образом из смеси. Если же суммарный объем отобранных проб составляет всю анализируемую смесь, то значение величины коэффициента неоднородности смеси V_c , рассчитанного по итогу анализа этих проб, в значительной степени зависит от принятого объема отдельных проб. А. В. Чувпило установил, что в этом случае правомерно использовать следующую зависимость [23]:

$$V_{c1} = V_{c2} \left(\frac{G_2}{G_1} \right)^z, \quad (41)$$

где V_{c1} и V_{c2} — коэффициент неоднородности смеси при весе проб, равном G_1 и G_2 ; z — показатель степени (с вероятностью $\alpha=0,68$ значение $z=0,211 \pm 0,055$).

ВЫБОР НЕОБХОДИМОГО ЧИСЛА ПРОБ ДЛЯ ОЦЕНКИ КАЧЕСТВА СМЕСИ

Всю смесь сыпучих материалов, находящуюся в смесителе, можно условно разбить на A элементарных объемов, в каждом из которых будет свое среднее значение концентрации ключевого компонента c_i . Величина элементарного объема может быть принята равной объему отбираемой пробы. Тогда при небольшом значении объема пробы величина A будет достигать больших значений. Это дает нам право считать последовательность случайных значений концентрации ключевого компонента в каждом из A элементарных объемов генеральной совокупностью.

Генеральная совокупность чисел с нормальным распределением достаточно полно характеризуется их генеральной средней $\bar{c}_r$ и средним квадратическим отклонением S_r . Из смеси отбирают ограниченное число проб, в результате анализа которых мы получаем n независимых значений величины концентрации c_i ключевого компонента в пробах.

Средняя арифметическая из этих значений

$$\bar{c} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n c_i,$$

а выборочное среднее квадратическое отклонение

$$S = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i - \bar{c})^2}.$$

Численность выборки (число отбираемых проб) должна быть такой, чтобы значения $\bar{c}$ и S были близкими по величине соответственно к $\bar{c}_r$ и S_r , ибо только в этом случае смесь будет достаточно точно охарактеризована. При $n \rightarrow \infty$ $\bar{c}_r = \bar{c}$; $S_r = S$, но это требует значительных затрат и практически трудно осуществимо.

Необходимая и достаточная численность проб может быть найдена с помощью теоремы Ляпунова, согласно которой вероятность неравенства

$$\frac{\bar{c} - \bar{c}_r}{S \sqrt{n}} < t \quad (42)$$

имеет пределом нормальную функцию распределения, т. е. для сравнительно больших n можно записать

$$p\left\{|\bar{c}-\bar{c}_r|<t\frac{S}{\sqrt{n}}\right\}\approx 2\Phi(t)=\alpha, \quad (43)$$

где $\Phi(t)$ — функция Лапласа, значения которой могут быть найдены в таблицах работ [7, 26]; t — нормированное отклонение.

Если принять, что неравенство $(\bar{c}-\bar{c}_r)<\Delta$ выполняется с вероятностью, не меньшей α , то

$$t_\alpha = \frac{S}{\sqrt{n}} \leq \Delta$$

или

$$n \geq \frac{t_\alpha^2 S^2}{\Delta^2}, \quad (44)$$

в которых t_α найдена по заданной α из уравнения $2\Phi(t)=\alpha$ с использованием таблиц [26]. Формулу (44) можно представить и в другом виде, для чего разделим числитель и знаменатель на $\bar{c}^2$ и умножим на 100^2 :

$$n \geq \frac{t_\alpha^2 (S/\bar{c}100)}{(\Delta/\bar{c}100)^2} = \frac{t_\alpha^2 V_c^2}{e^2}, \quad (45)$$

где V_c — коэффициент неоднородности (вариации) смеси в %; e — относительная предельная погрешность определения $\bar{c}_r$ по $\bar{c}$ в %.

Значение V_c перед опытом обычно неизвестно. Его можно определить предварительным отбором и последующим анализом большого количества проб либо принять равным $V_c=20\%$, так как в большинстве промышленных смесителей получают смеси сыпучих материалов с качеством не ниже $V_c=20\%$.

МИНИМАЛЬНО ДОПУСТИМЫЙ ВЕС ПРОБЫ

Отбираемые на анализ пробы, по которым производится статистическая оценка качества смеси, должны быть представительными, т. е. иметь такой вес, чтобы случайные отклонения в них соотношения компонентов не затшевывали общую картину распределения вещества по объему контролируемой смеси.

Чем меньше вес проб, тем точнее может быть охарактеризовано качество смеси. Однако уменьшать вес пробы беспрдельно нельзя, даже если мы и будем располагать совершенными методами ее анализа, так как может наступить такой момент, когда избыток или недостаток в пробе одного из компонентов, исчисляемый одной или несколькими его частицами, существенно сказывается на величине c_i , а в конечном счете и на величине V_c . Подобная ситуация в микрообъемах смеси

всегда должна наблюдаться, так как появление отдельных конкретных частиц компонентов в любой наперед заданной точке объема смесителя в данный момент времени носит случайный характер. При этом величина V_c для разных выборок из одной и той же смеси получает несопоставимые значения, не отражающие истинное распределение частиц по объему смеси.

Минимально допустимый вес пробы G_m , т. е. вес, обеспечивающий достоверность оценки качества смеси, вес представительный может быть рассчитан следующим образом.

Пусть имеется идеально перемешанная смесь компонентов, состоящая из шаровых частиц одинакового размера и веса. Тогда при заданной концентрации ключевого компонента c_0 минимально допустимый вес пробы

$$G_m = \frac{n_c \cdot 100}{c_0} \cdot \frac{\pi}{6} d^3 \rho, \quad (46)$$

где n_c — число частиц ключевого компонента в пробе минимального веса; d — диаметр частиц, составляющих смесь, в см; ρ — плотность материала частиц в г/см³.

Наименьшее отклонение числа частиц ключевого компонента в пробах от теоретического их числа, соответствующего значению c_0 , равно ± 1 шт. Для того чтобы подобные отклонения не изменяли значения c_0 больше, чем на $\delta\%$, минимально допустимый вес пробы должен быть

$$G_m = \frac{100 \cdot 100}{\delta c_0} \cdot \frac{\pi}{6} d^3 \rho \text{ г}, \quad (47)$$

так как

$$\frac{n_c - (n_c - 1)}{n_c} 100 = \delta\%; \quad n_c = \frac{100}{\delta}.$$

Для реальной смеси при нормальном законе распределения в пробах концентрации ключевого компонента с вероятностью 0,997 можно считать, что максимальная и минимальная концентрации ключевого компонента в пробах будут отличаться на величину не больше, чем $\pm 3S$.

Так как нас интересует минимально допустимый вес пробы, концентрация ключевого компонента входит в знаменатель формулы (47), то для реальной смеси вместо c_0 необходимо подставить верхний предел значений средней концентрации ключевого компонента в пробах, т. е. $(c_0 + 3S)$. Тогда

$$G_m = \frac{10^4 \pi}{\delta (c_0 + 3S)} d^3 \rho \text{ г}. \quad (48)$$

В реальной смеси размер частиц редко бывает одинаковым, поэтому в формулу (48) вместо d следует подставить среднеарифметический диаметр частиц $\bar{d}$ ключевого компонента. Если же сыпучий материал склонен к комкованию, то вместо d сле-

дует подставлять среднеарифметический диаметр комка d_k , а вместо ρ среднеарифметическую насыпную плотность комков $\bar{\rho}_n$.

Значение δ следует выбрать таким, чтобы изменение числа частиц в пробе на 1 шт. не сказывалось на определяемых анализами значениях c_1 ; можно принять $\delta = 1,0\%$.

Входящая в формулу (48) величина S может быть неизвестна для данной контролируемой смеси; ею можно задаться, учитывая, что в большинстве смесителей достигается качество смеси не ниже $V_c = 50\%$. Тогда $S = \frac{V_c c_0}{100} = \frac{1}{2} c_0$. Если теперь в формулу (48) подставить принятые значения $\delta = 1,0\%$; $S = 0,5c_0$, то для неизвестного качества реальной смеси, в которой нет комочков,

$$G_M = \frac{10^4 \pi \bar{d}^3 \rho}{c_0 + 1,5c_0} \approx \frac{1,26 \cdot 10^4 d^3 \rho}{c_0} \text{ г}, \quad (49)$$

а для комкующихся сыпучих материалов

$$G_M \approx \frac{1,26 \cdot 10^4 \bar{d}_n^3 \bar{\rho}_n}{c_0} \text{ г}. \quad (50)$$

При назначении практического веса проб G во избежание ошибок необходимо соблюдать условие $G \geq G_M$. Минимально допустимый вес проб для тонкодисперсных материалов имеет весьма небольшую величину. Поэтому для них допустимый вес проб следует определять с учетом необходимой точности их анализа и погрешностей измерительной аппаратуры. Большинство исследователей для определения качества смеси порошкообразных материалов брали пробы весом 0,2—5 г, что вызывалось определенными условиями их анализа. Для материалов с диаметром частиц $d > 1$ мм проверка назначенного веса проб G на условие $G \geq G_M$ обязательна.

ПОВЕРОЧНЫЙ КОНТРОЛЬ КАЧЕСТВА ГОТОВОЙ СМЕСИ

При эксплуатации промышленных смесителей, прошедших в свое время испытания, нет необходимости каждую партию смешанных в них продуктов подвергать полному статистическому анализу с отбором 40—50 проб. В этом случае можно использовать метод последовательного анализа, разработанный А. Вальдом и заключающийся в следующем.

Пусть по данным предварительных испытаний смесителя было установлено, что при рабочем его режиме величина среднего квадратического отклонения концентрации ключевого компонента в пробах готовой смеси равна S . Можно принять, что величина концентрации ключевого компонента в пробах смеси

c_i распределена нормально. По техническим условиям на качественную смесь значение средней концентрации $\bar{c}$ ключевого компонента в ней должно лежать в пределах $c_1 - c_2$.

Рассмотрим сначала гипотезы того, что действительная средняя концентрация $\bar{c}$ ключевого компонента в контролируемой партии смеси меньше или больше c_2 . Если величина $\bar{c} = c_2$, то партия смеси может быть принята или забракована. Установим, что если значение $\bar{c}$ в контролируемой партии превысит верхний допустимый предел c_2 на величину Δc , то партия бракуется, и, наоборот, если $\bar{c}$ меньше c_2 на величину Δc , то партия принимается. Величина Δc должна быть заранее оговорена регламентом.

По итогам первых анализов проб мы должны принять две гипотезы: 1) $\bar{c} \leq c_2 - \Delta c = c_{2н}$ и 2) $\bar{c} \geq c_2 + \Delta c = c_{2в}$.

Обозначим вероятность принятия первой гипотезы, когда в действительности имеет место гипотеза вторая, через α , а вероятность принятия второй гипотезы, когда в действительности имеет место первая гипотеза, через β .

Предположим, что произведенная выборка из контролируемой партии численностью n проб дала следующие значения концентрации ключевого компонента в пробах: $c_1; c_2; c_3; \dots; c_n$. Плотность вероятности этой выборки

$$p_n = \frac{1}{S \sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{1}{2S^2} \sum_{i=1}^n (c_i - c_{2н})^2 \right] \quad (51)$$

при условии, что $\bar{c} = c_{2н}$, и

$$p_n = \frac{1}{S \sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{1}{2S^2} \sum_{i=1}^n (c_i - c_{2в})^2 \right] \quad (52)$$

при условии, что $\bar{c} = c_{2в}$.

А. Вальдом установлено, что если отношение $p_v/p_n \leq B$, то контролируемая партия может быть принята по качеству, а если $p_v/p_n \geq A$, то отклонена. Условие продолжения анализов определяется неравенством

$$B < p_v/p_n < A, \quad (53)$$

где

$$A = \frac{1-\beta}{\alpha} \text{ и } B = \frac{\beta}{1-\alpha}.$$

После логарифмирования и упрощений неравенство (53) для верхнего предела c_2 может быть записано в следующем виде:

$$B_2 + b_2 n < \sum_{i=1}^n c_i < A_2 + b_2 n, \quad (54)$$

где n — общее число анализированных проб из контролируемой партии к моменту принятия решения о продолжении или прекращении анализов; $\sum_{i=1}^n c_i$ — суммарное значение концентрации ключевого компонента в анализированных пробах из контролируемой партии смеси; b_2 ; A_2 ; B_2 — числа, подсчитываемые по исходным данным из выражений

$$A_2 = 2,3 \frac{S^2}{c_{2n} - c_{2n}} \lg \frac{1-\beta}{\alpha};$$

$$B_2 = 2,3 \frac{S^2}{c_{2n} - c_{2n}} \lg \frac{\beta}{1-\alpha}; \quad b_2 = \frac{c_{2n} + b_{2n}}{2}.$$

Величину $(B_2 + b_2 n) = a_n$ называют приемочным числом, а величину $(A_2 + b_2 n) = r_n$ браковочным. Проверку качества контролируемой смеси продолжают до тех пор, пока $\sum_{i=1}^n c_i$ не превысит чисел a_n или r_n . При этом, если $\sum_{i=1}^n c_i \geq r_n$, то партию смеси бракуют, а если $\sum_{i=1}^n c_i \leq a_n$, то смесь считают качественной.

Условие (54) более наглядно в графическом изображении, если данные анализов строить в координатах $\sum_{i=1}^n c_i$; n . Для этого после каждого анализа пробы из контролируемой партии строят точку на координатной плоскости, откладывая по оси абсцисс число проанализированных проб, а по оси ординат их суммарное значение $\sum_{i=1}^n c_i$. Продолжать анализ проб надо до тех

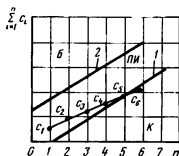


Рис. 15. Диаграмма последовательного выборочного контроля:

Б — область браковки смеси по качеству; П — область продолжения испытаний; К — область принятия смеси по качеству

пор, пока эти точки будут находиться в полосе между прямой 2 (рис. 15), соответствующей уравнению $(A_2 + b_2 n)$, и прямой 1, соответствующей уравнению $(B_2 + b_2 n)$. Если же очередной анализ даст точку, которая окажется за пределами этой полосы, то анализы надо прекращать. При этом вся партия смеси бракуется, если точка окажется выше линии 2, и, наоборот, принимается по верхнему пределу c_2 , если точка окажется ниже линии 1. Последнему случаю соответствует точка c_6 .

Подобные выкладки можно сделать и с нижним пределом допу-

стимой концентрации c_i в контролируемой партии, хотя необходимости в этом нет, так как при установленном значении S для рабочего режима работы смесителя разброс C_i относительно $\bar{c}$ будет симметричен.

Как показали расчеты, использование метода последовательного анализа позволяет сократить число необходимых анализов не менее чем на 47% по сравнению с тем их числом, которое получают при расчетах по обычным статистическим формулам [например, по формуле (45)].

ТЕХНИКА ОТБОРА ПРОБ ИЗ СМЕСИ

Для оценки качества смеси, получаемой в смесительных аппаратах периодического действия, используют в основном два метода отбора проб.

При первом методе, часто называемом методом квартования, всю приготовленную в смесителе композицию выгружают на противень, распределяют на нем равным слоем небольшой высоты, затем всю площадь исследуемой массы делят полосками на 20—50 квадратов, из которых и отбирают пробы. Для повышения точности анализов иногда берут из каждого квадрата по три-четыре пробы и результаты их анализа усредняют. Для сокращения времени приготовления навесок пробы смеси обычно отбирают с помощью черпачка с заранее выбранным объемом, примерно равным объему навески.

Этот метод не позволяет выявить мертвые зоны в смесителе, требует после каждого исследуемого режима работы выгрузки материала, что нарушает действительную картину распределения вещества в объеме смесителя. По этим причинам метод квартования используют в основном для поверочных анализов новых композиций, приготавливаемых в промышленных смесителях известной конструкции.

Второй метод, так называемый метод точечного отбора, широко используют для изучения кинетики процесса смешения в смесителях. Он заключается в следующем. В корпусе исследуемого смесителя рассверливают отверстия, прикрываемые во время работы смесителя пробками. После остановки смесителя через эти отверстия внутрь смесителя вводят специальный пробоотборник. Число отверстий в корпусе смесителя должно быть таким, чтобы можно было взять пробы практически из любой зоны внутреннего объема смеси.

Конструкция пробоотборника должна позволять, во-первых, легко вводить его в сыпучий материал по возможности без нарушения структуры смеси, во-вторых, отобрать сразу несколько проб из разных мест смесителя, не позволяя им перемешаться между собой. Наиболее соответствует этим требованиям конструкция пробоотборника, изображенная на рис. 16. В трубу 1 с коническим наконечником и окнами по длине плот-

но вставляется труба 2, разделенная внутренними перегородками 3 на ряд камер 4. Каждая камера имеет окно, которое по размерам и расположению совпадает с соответствующим отверстием в трубе 1. При повороте внутренней трубы 2 с помощью

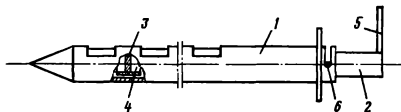


Рис. 16. Конструкция трубчатого пробоотборника

рычага 5 отверстия в ней могут совпадать с отверстиями в наружной трубе или перекрываться ее стенками. Положения «Камеры открыты» и «Камеры закрыты» фиксируются штырем 6, ввернутым в стенку внутренней трубы и движущимся в лазу наружной трубы. При введении пробоотборника в смесь

камеры внутренней трубы закрыты. После фиксации глубины введения пробоотборника камеры открываются, в них самотеком засыпается смесь, затем камеры закрываются и пробоотборник вынимается. Смесь каждой камеры составляет одну пробу.

Конструкция подобного пробоотборника, широко используемого исследователями, позволяет одновременно отобрать сразу от 4 до 20 проб.

При исследовании процесса смешения внутри смесителей непрерывного действия также используется метод точечного отбора. Для этого смеситель оста-

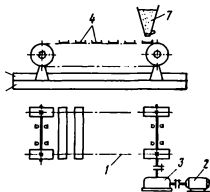


Рис. 17. Схема устройства для непрерывного отбора проб из потока сыпучего материала

навливают через определенные промежутки времени и с помощью пробоотборника через отверстия в корпусе смесителя отбирают для анализа необходимое число проб.

Пробы из потока материала на выходе из смесителя непрерывного действия должны отбираться через равные и сравнительно короткие промежутки времени. Поэтому исследователи часто используют протяжный механизм (рис. 17). Этот механизм состоит из цепного транспортера 1, приводимого в движение с помощью электродвигателя 2 через понижающий редук-

тор 3, закрепляемых на нем приемных коробок 4, сварной станины 5 с поддоном 6.

Расстояние между приемными коробками должно быть выбрано с учетом скорости протяжки транспортера и необходимым промежутком времени между отборами проб. Размеры приемных коробок увязывают с шириной потока 7 материала, выходящего из смесителя, объемной производительностью смесителя и объемом отбираемых проб.

Длину транспортера назначают исходя из необходимого числа проб одной реализации случайного процесса и скорости

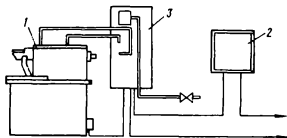


Рис. 18. Блок-съемы пробоотборника ПЦАС-2 конструкции ВИАСМ

протяжки. Если скорость протяжки меньше 2 м/мин, то транспортер выбирают небольшой длины, а приемные коробки устанавливают вручную в специальные гнезда цепи на начальном участке транспортера. После прохода коробок зоны их засыпки они снимаются. Таким образом, при ограниченной длине транспортера можно заполнить материалом любое количество приемных коробок. При больших скоростях протяжки подобных манипуляций с коробками проделать не удастся. В этом случае длина транспортера должна быть такой, чтобы все заполненные за одну реализацию приемные коробки разместились на верхней ветви транспортера.

Для текущего контроля качества смещения сыпучих материалов в смесителях непрерывного действия конструируют специальные пробоотборники, устанавливаемые на отводящих трубопроводах.

ВИАСМом разработаны [12] автоматические пробоотборники типа ПЦАС-2, ПЦАН-2, ПКА-2, позволяющие отбирать пробы цемента, шлама или клинкера в ходе технологического процесса. Принцип действия этих приборов примерно одинаков.

Автоматический пробоотборник типа ПЦАС-2 предназначен для отбора средних проб цемента из течей свободно падающего потока. Он состоит из пробоотбирающего устройства, шкафа управления и шкафа с аппаратурой (рис. 18). Пробоотбирающее устройство 1 представляет собой литой корпус, на котором

расположены пневмопривод, заборный ковш и поворотная площадка с четырьмя пробирками. Шток пневмопривода связан траверсой со штоком ковша, размещенного в выходном трубопроводе. Цемент поступает в пробирки по течке, которая находится под вырезом в трубе. В шкафу 2 управления смонтирован командный электропневматический аппарат КЭП-12У на 12 электрических цепей. В шкафу 3 с аппаратурой смонтированы исполнительный пневматический механизм, дроссель, клапан трехходовой электромагнитный, предохранители и пакетный выключатель.

Пневмопривод работает по команде, поступающей от аппарата КЭП-12У, настроенного на 5-минутный цикл. Через каждые 5 мин очередная порция цемента весом 0,05 кг сбрасывается в пробирку. На 12-м цикле отбора проб площадка, на которой установлены четыре пробирки, поворачивается с помощью пневмопривода на $\frac{1}{4}$ оборота, и под течкой устанавливается пустая пробирка.

Пробоотборник типа ПЦАС-2 настроен на отбор 0,6 кг цемента в одну пробирку в течение 1 ч порциями по 0,05 кг. Однако он может быть настроен и на другой режим пробоотбора.

МЕТОДЫ АНАЛИЗА ПРОБ

Все существующие методы количественного анализа проб смеси сыпучих материалов на содержание в них ключевого компонента можно условно разбить на две группы.

Методы первой группы разработаны для непосредственного количественного анализа компонентов пробы смеси без предварительного ее растворения. К ним относятся в основном гравиметрические методы. Другие методы этой группы (радиометрические, фотографические, кондуктометрические и пр.) используются редко, так как дают большие погрешности.

Во вторую группу объединены методы, которые требуют предварительного растворения пробы смеси в соответствующей жидкости. К этой группе относятся химические, кондуктометрические, потенциометрические, оптические, гравиметрические и некоторые другие методы анализа растворов.

Методы первой группы исследователями используются сравнительно редко, так как они применимы к сугубо специфичным смесям.

Гравиметрические методы

Гравиметрические методы первой группы заключаются в разделении пробы смеси сыпучих материалов на составляющие компоненты и последующем их взвешивании. Если частицы смеси имеют сравнительно большие размеры (больше 2 мм) и их принадлежность к тому или иному компоненту мож-

но определить по внешним признакам (цвету, форме), то пробу можно разделить вручную.

Значительно сложнее разделить на компоненты пробу смеси мелкодисперсных материалов. Из известных способов разделения сыпучих материалов используют рассев на ситах, разделение в магнитном поле или в воздушных сепараторах.

Рассев на ситах применяют тогда, когда частицы ключевого компонента составляют фракцию, в которую не попадают частицы других компонентов. Для анализа проб небольшого веса этот способ разделения компонентов практически не годится.

Второй способ разделения используют, когда один из компонентов смеси имеет магнитные свойства. Пробу смеси, содержащую, например, железный и цинковый порошки, помещают на бумажную подложку и вместе с ней взвешивают. Затем прикрывают ее сверху другим тонким листком бумаги. К верхнему листку подносят включенный электромагнит, который вместе с верхним листком производит легкие «размазывающие» пробу движения. После этого электромагнит вместе с верхним листком и приставшим к нему магнитным материалом (железным порошком) переворачивают. Электромагнит выключают, снимают с него верхний листок с магнитным материалом и взвешивают нижний листок с цинковым порошком и верхний с железным порошком. По результатам взвешивания рассчитывают содержание компонентов в пробе.

Разделение пробы смеси на компоненты в воздушных сепараторах используют в том случае, когда один из компонентов состоит из частиц, значительно отличающихся по весу от частиц других компонентов: в основном для зернистого материала.

Гравиметрические методы второй группы заключаются в растворении пробы смеси в соответствующей жидкости и последующем определении веса компонента, перешедшего в раствор, и остатка. Методы эти трудоемки, так как включают в себя операции растворения, фильтрации, высушивания, взвешивания и отличаются малой точностью.

Химические методы

Среди химических методов анализа растворов наибольшее распространение получил метод титрования. При этом методе специально подобранный реагент (титрант) избирательно реагирует с ключевым компонентом, находящимся в растворе, по схеме



где A — ключевой компонент; B — реагент (титрант); C и D — продукты реакции.

Анализ проб на содержание в них ключевого компонента методом титрования выполняют в следующем порядке. Из проб смеси берут определенные навески, величина которых зависит от природы ключевого компонента, процентного его содержания в смеси, точности анализа и т. п. Навески растворяют в отдельных колбах в соответствующем количестве растворителя. Если в смеси находятся компоненты, не растворяющиеся в данном растворителе, то раствор фильтруют. Из каждой колбы отбирают заранее установленный объем отфильтрованного раствора, помещают его в специальную колбу и подвергают титрованию. При этом в колбу постепенно добавляют титрант или его раствор до тех пор, пока количество веществ A и B в смеси не достигнет эквивалентного соотношения в соответствии со стехиометрическим уравнением реакции (55). Этот момент, называемый конечной точкой титрования, определяется по косвенным признакам: по изменению цвета добавленного в раствор индикатора, выпадению осадка. По количеству пошедшего на титрование титранта можно рассчитать процентное содержание ключевого компонента в пробе. Если титрант — жидкость или он находится в растворе, то объем титранта, израсходованного на титрование пробы, определяют по изменению уровня в бюретке, из которой он выпускается на анализ через капельницу. Этот объем иногда называют спуском.

Относительная ошибка определения концентрации ключевого компонента в пробах объемным химическим анализом [5]

$$\frac{S}{c_i} = \sqrt{\left(\frac{S_e}{e}\right)^2 + \left(\frac{S_v}{V}\right)^2 + \left(\frac{S_r}{T}\right)^2 + \left(\frac{S_f}{f}\right)^2 + \left(\frac{S_A}{A}\right)^2}. \quad (56)$$

где S_e ; S_v ; S_r ; S_f ; S_A — средняя квадратическая ошибка определения соответственно концентрации ключевого компонента в пробе, веса пробы, объема фильтрата, отбираемого на титрование, титра раствора реагента, объема спуска, объема жидкости, пошедшей на растворение всей навески; c_i — концентрация ключевого компонента в пробе; e — вес навески пробы; V — объем фильтрата, отбираемого на титрование; T — титр раствора реагента; f — объем раствора, пошедший на титрование фильтрата; A — объем жидкости, в которой растворена навеска пробы.

Величины S_e , S_f , S_A зависят от емкости мерной посуды. Их значения могут быть выбраны по табл. 3. Относительная ошибка в определении титра не должна превышать 0,001. Относительная ошибка S_e/e зависит от типа используемых весов и величины навески. При взвешивании на аналитических весах величина S_e не превышает 0,0002 г. Наиболее существенными являются ошибки отмера объема фильтрата S_v и объема раствора реагента S_f , пошедшего на титрование. Поэтому, если на титрование идут небольшие количества раствора реагента,

Допуск для мерной посуды
(максимально допустимая абсолютная ошибка $\pm 3S$ в мл)

Мерная посуда	Объем в мл				
	2000	1000	500	250	100
Колбы, мерные цилиндры . .	0,5	0,25	0,14	0,08	0,08
	Объем в мл				
	100	50	25	10	2
Бюретки, пипетки	0,07	0,05	0,025	0,02	0,006

надо использовать длинные и узкие бюретки, это снизит общую ошибку опыта.

Объемный химический анализ может быть рекомендован для средних и высоких концентраций ключевого компонента в пробах.

Для массового анализа проб методом объемного титрования используют приборы автоматического титрования (рис. 19). Основными элементами таких приборов являются: автоматическая бюретка 1 с запорным клапаном 2, имеющим соленоидный привод, для автоматического дозирования определенного объема титранта; сосуд 3 для титрования; комплект косвенного концентометра, состоящий из датчика 4 и вторичного прибора 5; электронная система 6 управления работой титратора, которая вырабатывает сигнал на прекращение подачи титранта в конечной точке, а также синхронизирует работу отдельных узлов прибора, автоматических дозаторов 7, подающих в сосуд 3 определенные порции разбавителя и в некоторых случаях реагенты предварительной обработки пробы. Ход реакции титрования контролируют с помощью косвенных концентометров, предварительно протарированных ручным титрованием.

Количество титранта, пошедшего на анализ раствора пробы, определяют при объемном титровании по характеристике дозаторов (количеству ходов плунжера, по опусканию уровня тит-

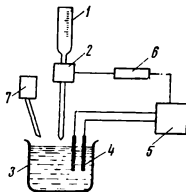


Рис. 19. Принципиальная схема прибора автоматического титрования растворов

ранга в бюретке и т. п.). Кроме объемного способа определения эквивалентного количества титранта используют кулонометрический способ.

При кулонометрическом титровании титрующее вещество [22] получается путем электролиза вспомогательного раствора, который либо добавляется к пробе, либо находится в отдельном сосуде, из которого продукты электролиза дозируются в пробу. Количество титрующего вещества по закону Фарадея определяется количеством электричества, израсходованного при электролизе. Таким образом, концентрация ключевого компонента в растворе пропорциональна количеству электричества, израсходованного для выделения с помощью электролиза эквивалентного количества титрующего вещества. Измерения количества электричества более точны, чем измерения объемов жидкостей, поэтому кулонометрическое титрование имеет более высокую точность, чем объемное титрование с помощью дозаторов.

Ход титрования можно контролировать потенциометрическим, фотометрическим и амперметрическим способами. При потенциометрическом способе контроля в качестве косвенных концентратометров, датчики которых устанавливаются в сосуде для титрования, используются потенциометрические концентратометры, так называемые РН-метры; при фотометрическом способе контроль ведется с помощью фотоколориметра или спектрофотометра по изменению поглощения света с определенной длиной волны, при амперметрическом способе мерой концентрации является величина тока, протекающего в цепи двух измерительных электродов, к которым приложено поляризующее напряжение от внешнего источника тока.

Отечественной промышленностью выпускаются автоматические потенциометрические титрометры дискретного действия для измерения концентрации одного компонента в анализируемой смеси типа ТАД-1П, ТАД-2П и для одновременного измерения концентрации до трех компонентов типа ТАД-3П и ТАД-4П [11]. Приборы ТАД-2П и ТАД-4П выпускаются во взрывоопасном исполнении.

Для непрерывного контроля концентрации кислот и щелочей можно рекомендовать титрометр типа ТП-1. Для определения концентрации растворов кислот в промышленных потоках могут быть рекомендованы автоматические потенциометрические титрометры дискретного действия АТ-7.

Кондуктометрические методы

Кондуктометрический метод определения концентрации растворенного в воде вещества (электролита) основан на способности таких растворов проводить электрический ток. Эта способность характеризуется величиной электропроводно-

сти, зависящей от концентрации и природы растворенного вещества. Электропроводность обратна сопротивлению R той части раствора, которая заключена между электродами. Для величины R в этом случае предлагается следующая зависимость:

$$R = \frac{l}{\nu F} \text{ Ом}, \quad (57)$$

где l — расстояние между электродами в см; F — площадь электродов в см²; ν — удельная электропроводность (электропроводность раствора, заключенного между электродами площадью 1 см² при расстоянии между электродами 1 см) в 1/Ом·см.

Отношение l/F является постоянной прибора. Ее значение находят измерением сопротивления эталонного раствора с известной величиной удельной электропроводности.

Уравнение (57) позволяет по измеренному значению R найти величину ν , по которой, в свою очередь, используя закон Кольрауша, можно рассчитать концентрацию анализируемого раствора c_p .

Для массовых анализов растворов, содержащих один и те же растворенные вещества, часто строят калибровочную кривую зависимости удельной электропроводности раствора от концентрации в нем ключевого компонента $\nu = f(c_p)$. Эту зависимость находят измерением величины ν растворов с известной концентрацией c_p .

Удельная электропроводность растворов электролитов зависит от температуры, поэтому всю кривую $\nu = f(c_p)$ снимают при одной и той же температуре раствора t_n . Кроме того, надо учитывать, что калибровочная кривая действительна только для той измерительной ячейки (датчика) прибора, на которой она снята. С увеличением концентрации раствора величина ν сначала резко возрастает от нулевого значения, достигает максимума, а затем плавно убывает. Точность определения c_p по калибровочной кривой справа от максимума низкая, поэтому кривую используют только в восходящей части, т. е. слева от максимума.

Калибровочная кривая позволяет по измеренной на кондуктометрическом приборе величине ν найти соответствующее ей значение концентрации c_p вещества в растворе.

Кондуктометрический метод определения концентрации ключевого компонента в растворе неприменим, если при растворении в воде исследуемой навески смеси сыпучих материалов в растворе окажутся вещества с приблизительно одинаковой подвижностью ионов, что бывает не так уже редко.

В современных кондуктометрических концентратометрах используются в основном уравновешенная и неуравновешенная мостовые измерительные системы. Так как удельная электропроводность зависит от температуры, концентратометры снаб-

жаются специальными устройствами, автоматически устраняющими это влияние на результаты измерений. Например, кондуктометрический концентратометр типа Уральского научно-исследовательского химического института КСО-3 снабжен жидкостным температурным компенсатором, а концентратометр, разработанный ЦНИИКПом (Центральный научно-исследовательский институт кожевенной промышленности), имеет в качестве термокомпенсатора термистор. Концентратометр ЦНИИКИПа может быть использован для анализа растворов, имеющих не-

высокую электропроводность: сульфата аммония, сернистого натрия, поваренной соли, кальцинированной соды, бикарбоната, т. е. веществ, наиболее часто используемых в качестве ключевого компонента при исследованиях смешения сыпучих материалов.

В последнее время нашли применение безэлектродные высокочастотные концентратометры, являющиеся разновидностью кондуктометрических приборов. В зависимости от вида измерительной ячейки эти концентратометры могут быть конденсаторного и индуктивного типа [9]. В концентратометрах конденсаторного типа измерительная ячейка состоит (рис. 20, а) из стеклянного

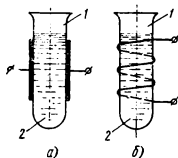


Рис. 20. Измерительные ячейки высокочастотных концентратометров:

а — конденсационная; б — индуктивная

сосуда 1 с исследуемым раствором 2, на поверхности которого устанавливаются изолированные друг от друга металлические электроды, служащие обкладками конденсатора. В концентратометрах индуктивного типа (рис. 20, б) стеклянный сосуд помещен внутрь катушки индуктивности.

При анализе раствора к измерительной ячейке подводится напряжение высокой частоты (несколько десятков, а иногда и сотен мегагерц). В зависимости от концентрации раствора и вида растворенного вещества измерительная ячейка при этом будет иметь соответствующую емкость (для ячейки конденсаторного типа) или наведенную индуктируемую э.д.с. (для ячейки индуктивного типа), которые являются переменными параметрами электрической измерительной системы. Шкала этих приборов может быть проградуирована в процентах содержания определенного вещества в растворе путем контрольных измерений параметров ячейки, заполняемой растворами с известной концентрацией в них ключевого компонента.

Для измерения низких концентраций кондуктометр индуктивного типа непригоден; его можно рекомендовать лишь при измерении достаточно высоких концентраций сильных электроли-

тов. Высокочастотные концентратометры также снабжаются системой автоматической температурной компенсации, выполняемой чаще всего в виде термометра сопротивления, включаемого в общую электрическую схему прибора.

Кондуктометрические методы для анализа проб смеси сыпучих материалов без их растворения (методы первой группы) не могут быть рекомендованы из-за низкой их точности, хотя использование их весьма заманчиво. Непосредственные измерения на кондуктомере величины емкости пробирки с анализируемой сыпучей смесью показали, что она заметно зависит от случайной укладки зерен в пробирке, изменяющейся при встряхивании, от влажности материала и мало зависит от концентрации ключевого компонента.

В Московском институте химического машиностроения проведены исследования по выявлению целесообразности и особенностей использования концентратометров емкостного типа для анализа проб смеси сыпучих материалов. В исследованиях использовали безэлектродный высокочастотный концентратометр типа ОК-302, выпускаемый фирмой Раделкис (ВНР, Будапешт). Анализировали следующие смеси сыпучих материалов: 90% талька и 10% поваренной соли, 90% речного песка и 10% поваренной соли. Предварительно на приборе находили калибровочную кривую зависимости показаний шкалы прибора I мА от величины концентрации поваренной соли в водном растворе c_p вес. % при 20°С. Для этого были заготовлены водные растворы поваренной соли с концентрацией от 0,03 до 1,66 вес. %. Из этих растворов отбирали пробы (примерно по 10 мл каждая) и поочередно заливали их в стеклянную пробирку, вставляемую в измерительное гнездо прибора для снятия величины I . Результаты этих измерений в виде калибровочного графика зависимости $I = f(c_p)$ показаны на рис. 21. Из графика видно, что прибор достаточно чувствителен только при работе на растворах с низкой концентрацией (до 0,4 вес. %).

Проверка различных пробирок с раствором одной и той же концентрации NaCl показала, что на величину I влияет их раз-

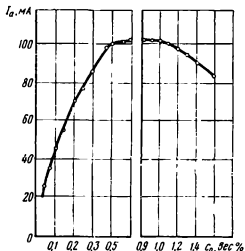


Рис. 21. Зависимость величины тока I по показаниям прибора от концентрации c_p водного раствора хлористого натрия

нотолщинность. Разнотолщинная пробирка показывает неодинаковые значения I при вращении ее вокруг вертикальной оси в измерительном гнезде прибора. Сказываются на показаниях и мельчайшие загрязнения поверхности пробирки. Поэтому для точных измерений пробирки должны иметь одинаковый наружный диаметр и толщину боковых стенок, а перед опытом — тщательно промыты. В измерительное гнездо прибора пробирки должны вставляться без бокового люфта.

Было установлено, что присутствие взвешенных в растворе частиц песка или талька не сказывается на величине измеренной I , что позволяет избежать одну из трудоемких операций анализа проб смеси — отфильтровывание раствора.

Не влияет на показание прибора и уровень анализируемой жидкости в пробирке.

Потенциометрические методы

Потенциометрические методы контроля концентраций растворов основаны на измерении электродных потенциалов, возникающих при электролизе растворов электролитов.

Основной частью приборов, предназначенных для потенциометрических измерений, является измерительная ячейка, в которую заливается анализируемый раствор. Измерительная ячейка является гальваническим элементом с двумя электродами (измерительным и сравнительным), э.д.с. которого однозначно определяется концентрацией катионов металла в растворе. Потенциал сравнительного электрода должен оставаться в процессе измерения постоянным.

При этом условии э.д.с. измерительной ячейки будет определяться согласно общему закону Нернста уравнением

$$E_{\text{яч}} = E'_0 + \frac{RT}{nF} \ln c, \quad (58)$$

где $E_{\text{яч}}$ — э.д.с. ячейки; R — универсальная газовая постоянная; n — валентность металла; F — число Фарадея; c — концентрация катионов в растворе; T — абсолютная температура раствора; $E'_0 = \text{const}$ — суммарная э.д.с. индикаторного и сравнительного электродов.

Применяемые для потенциометрических измерений электроды делятся на две группы. К первой группе относятся электроды, у которых электродная реакция происходит только между металлом электрода и его катионами, находящимися в растворе (ртутные, серебряные, платиновые, медные, свинцовые, стеклянные, водородные электроды). Ко второй группе относятся электроды, у которых электродная реакция идет между малорастворимой солью металла электрода и анионами этой соли, находящимися в растворе (хлор-серебряные и хлоромедные электроды).

Электроды не должны окисляться в измеряемом растворе, так как при этом на его поверхности возникают окисная пленка, приводящая к снижению э.д.с. измерительной ячейки. Поэтому металл для электрода надо выбирать с учетом свойств анализируемого раствора.

В качестве индикаторных электродов в основном используют электроды первого рода. Электроды же второго рода используют для изготовления сравнительных электродов.

Наибольшее распространение потенциометрический метод получил для определения активной концентрации ионов водорода, измеряемой в единицах pH, т. е. для измерения кислотности растворов кислот и щелочей. В связи с этим приборы для определения концентрации растворов потенциометрическим методом часто называют pH-метрами.

Для измерения э.д.с. ячейек pH-метров используют приборы для низковольтных измерений, работающих по методу непосредственного отсчета (по отклонению) или по компенсационному методу [11]. В связи с тем, что э.д.с. измерительной ячейки согласно уравнению (58) сильно зависит от температуры раствора, при определениях его концентрации pH-метрами необходимо это учитывать. Современные pH-метры в своей схеме имеют узлы автоматической температурной компенсации, следовательно, такую поправку вносить в показания прибора нет необходимости.

Для практического использования pH-метров при анализе концентрации растворов строят тарировочные кривые зависимости показание шкалы прибора — концентрация ключевого компонента в растворе. Для этого готовят серию растворов с заранее выбранной концентрацией ключевого компонента. Каждый раствор анализируют при помощи pH-метра и устанавливают координаты отдельных точек тарировочной кривой.

Одним из существенных недостатков потенциометрического метода измерения концентрации растворов является необходимость тщательной промывки измерительной ячейки (датчика pH-метра) после анализа каждой пробы, так как даже ничтожные количества предыдущего раствора, оставшегося на поверхности датчика, приводят к ошибкам измерения концентрации последующего раствора.

Полярографические методы

Полярографический метод анализа концентрации растворенного вещества основан на явлениях, сопровождающих электролиз растворов. При пропускании тока через цепь, составленную из электродов, находящихся в электролите, справедливо соотношение

$$J = \frac{U - P}{R}, \quad (59)$$

где I — сила тока; U — напряжение, приложенное к электродам; R — сопротивление цепи; P — поляризация, т. е. э.д.с., направленная против напряжения внешнего источника.

Поляризация обусловлена химическими и физическими изменениями электродов, происходящими в них при пропускании через электролизуемый раствор электрического тока. Величина P равна разности потенциалов обоих электродов.

Графическая зависимость $I=f(U)$ при электролизе растворов имеет особую форму, ее называют полярограммой. Она состоит (рис. 22) из трех характерных участков: *I*, *II* и *III*. На

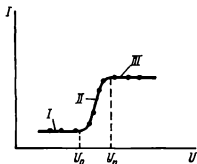


Рис. 22. Полярограмма однокомпонентного раствора

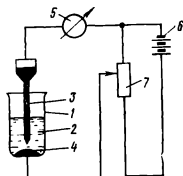


Рис. 23. Принципиальная схема полярографического концентратора

I участке I не зависит от U . Это объясняется тем, что процесс электролиза еще не начался. Как только U достигает некоторого значения U_p , называемого напряжением разложения, начнется электролиз (начало *II* участка). Присутствующие в растворе ионы при этом начинают подходить к электроду (катоде) и разряжаться, образуя ток. Величина этого тока зависит от напряжения. Весь *II* участок называют волной. Концентрация ионов в непосредственной близости электрода быстро падает. Внутри раствора ионы подходят к электроду за счет диффузии, поэтому при увеличении U , начиная с некоторого его значения U_n , устанавливается так называемый предельный ток, величина которого не зависит от U , а определяется скоростью диффузии ионов (*III* участок полярограммы). Диффузионный ток зависит от разности концентраций ионов в глубине раствора и около электрода, поэтому установившийся предельный ток зависит только от концентрации восстанавливающихся ионов в растворе. Чем выше концентрация ионов в растворе, тем больше разница между остаточным током и предельным током. Эта закономерность и является основой полярографического метода анализа.

Принципиальная схема полярографических концентраторов состоит из электрохимической ячейки *I* (рис. 23), внутри

которой помещается анализируемый раствор 2; поляризующегося микроэлектрода 3 и неполяризующегося электрода 4; измерительного прибора 5; источника питания 6 и делителя 7. Анализ концентрации раствора с помощью таких приборов проводится в следующем порядке. Предварительно готовят контрольные растворы с известной концентрацией анализируемого вещества, помещают их поочередно в электрохимическую ячейку для снятия полярограмм. По ним устанавливают графическую зависимость предельного тока от величины концентрации анализируемого вещества в растворе. По калибровочной кривой в дальнейшем определяют неизвестную концентрацию анализируемого раствора, для этого надо только установить значение предельной величины тока, достигаемой при электролизе анализируемого раствора. Шкала измерительного прибора может быть сразу проградуирована в процентах концентрации конкретного вещества в растворе одной природы.

Отечественной промышленностью выпускаются полярографические концентратомеры (например, Ион-2, Фаза 2) для автоматического непрерывного измерения концентрации в растворах кислорода, урана, меди, хлора, титана, кадмия, свинца, цинка, олова и других веществ [8]. Эти приборы могут быть рекомендованы для определения только высоких концентраций электролитов, так как при низких концентрациях они малочувствительны и имеют малую разрешающую способность.

Оптические методы

Оптические (фотометрические) методы анализа концентрации растворов основаны на способности жидких сред частично поглощать, преломлять пропускаемый через них свет, а также вращать плоскость поляризации проходящего через них поляризованного света.

В зависимости от используемого явления оптические методы подразделяют на следующие группы: колориметрические, рефрактометрические и поляриметрические.

Оптические методы анализа используют для определения крайне низких концентраций ключевого компонента в растворах, а соответственно и в пробах.

Колориметрический метод анализа основан на использовании закона Ламберта — Бера, описывающего связь светопоглощения раствором с его концентрацией:

$$E = \epsilon(\lambda) c_p l, \quad (60)$$

где E — экстинкция; $\epsilon(\lambda)$ — коэффициент экстинкции, зависящий от длины волны светового потока; c_p — концентрация вещества в растворе; l — толщина стенок кюветы, в которую налит исследуемый раствор.

Величина экстинкции $\mathcal{E}$:

$$\mathcal{E} = \ln \frac{I_0}{I}, \quad (61)$$

где I_0 и I — фототоки, вызываемые световыми потоками, соответственно при отсутствии пробы и при наличии на пути светового потока кюветы с исследуемым раствором.

Из уравнения (60) видно, что при прочих равных условиях

$$c_p = k\mathcal{E}, \quad (62)$$

где k — коэффициент пропорциональности, его значение устанавливается экспериментально.

Уравнение вида (62) можно использовать и для случая, когда в растворе содержится несколько веществ. При этом предварительно экспериментально находят зависимость концентрации ключевого компонента в растворе c_p от суммарной экстинкции:

$$c_p = f(\mathcal{E}). \quad (63)$$

При определении $\mathcal{E}$, величину I_0 измеряют при пропускании светового луча через кювету, заполненную раствором, в котором ключевой компонент отсутствует ($c_p = 0$).

Фотоколориметры, предназначенные для определения величины экстинкции растворов, состоят из двух основных частей: оптической и измерительной. Оптическая часть включает осветитель, набор линз для создания параллельного светового потока, светофильтр, кювету с исследуемым раствором. Измерительная часть состоит из фотоэлемента, включенного в электрическую измерительную схему, и показывающего или регистрирующего прибора.

В настоящее время разработаны различные типы фотоколориметров, предназначенных для анализа конкретных растворов. Для лабораторных исследований, например, может быть рекомендован фотоколориметр ФЭК-56, для контроля цветности щелока в процессе варки целлюлозы — фотоколориметр АФК-57, для определения содержания двухвалентной меди в аммиачном растворе одновалентной меди — фотоколориметр ФКЖ-1 и т. п.

Для определения концентрации нерастворенных взвешенных в жидкости частиц используют так называемые нефелометры, работающие по тому же принципу, что и фотоколориметры.

Колориметрический метод анализа пробы на содержание в ней ключевого компонента проводят в следующем порядке. Навеску анализируемой смеси растворяют в определенном объеме растворителя, нерастворившиеся компоненты из раствора отфильтровывают. Из просветленного раствора берут определенный его объем для заполнения кюветы, которую помещают в фотоколориметр для измерения величины $\mathcal{E}$. По калибровочной

кривой $c_p = f(\mathcal{E}_c)$, предварительно построенной по экспериментальным измерениям $\mathcal{E}_c$ растворов с известной концентрацией c_p , находят искомую концентрацию c_p ключевого компонента в растворе, а затем пересчетом и концентрацию c_i в навеске.

Относительная ошибка определения экстинкции при условии $S_{I_0} = S_I$ составляет

$$\frac{S_2}{\mathcal{E}_c} = \frac{S_I}{\mathcal{E}_c} \sqrt{\frac{1}{I_0^2} + \frac{1}{I^2}}, \quad (64)$$

где S_2 и S_I — средняя квадратическая ошибка в определении соответственно экстинкции и фототока.

Точная аппаратура позволяет измерять фототок с предельной ошибкой $S_I = 2$ делениям шкалы (при шкале $I_0 = 1000$). Установлено, что ошибка измерения зависит от соотношения I_0/I [5]. Наименьшая ошибка получается, если эксперименты проводить в области $0.05 I_0 < I < 0.7 I_0$ или соответственно $1.3 > \mathcal{E}_c > 0.2$.

Относительная ошибка определения концентрации ключевого компонента в навеске фотометрическим методом согласно уравнению (62)

$$\frac{S_c}{c_p} = \sqrt{\left(\frac{S_2}{\mathcal{E}_c}\right)^2 + \left(\frac{S_K}{\kappa}\right)^2}. \quad (65)$$

Относительная ошибка калибровки S_K/κ , т. е. нахождения значения коэффициента κ , зависит от ошибки нахождения $\mathcal{E}$, навески, отмера объема растворителя. Последние две ошибки при использовании пипеток малого размера и аналитических весов незначительны. Поэтому можно принять $S_K/\kappa = S_{\mathcal{E}}/\mathcal{E}_c$.

Для повышения точности калибровки измерения для построения кривой проводят m раз независимо одно от другого, что уменьшает ошибку в $1/\sqrt{m}$ раз. При повторении опыта 4 раза

$$\frac{S_K}{\kappa} = \frac{S_2}{\mathcal{E}_c \sqrt{m}} = \frac{S_2}{\mathcal{E}_c \cdot 2}. \quad (66)$$

Используя зависимость (65), уравнение (66) можно представить в виде

$$\frac{S_c}{c} = \sqrt{\left(\frac{S_2}{\mathcal{E}_c}\right)^2 + \left(\frac{S_2}{\mathcal{E}_c \cdot 2}\right)^2} = \frac{S_2}{2\mathcal{E}_c} \sqrt{5}. \quad (67)$$

При определении экстинкции в оптимальной области величина относительной ошибки определения концентрации $S_c/c \approx \approx 0.7$ вес. %.

Рефрактометрический метод анализа основан на зависимости показателя преломления луча света, направляемого

из воздушной среды в исследуемый раствор, от величины концентрации растворенного вещества:

$$c_i = c_a \frac{n_i - n_a}{n_a - n_0}, \quad (68)$$

где c_i — концентрация исследуемого раствора; c_a — концентрация эталонного раствора; n_i — показатель преломления исследуемого раствора; n_a и n_0 — эталонного раствора и растворителя.

Показатели преломления определяют на рефрактометрах. Наиболее часто кювета, помещаемая в рефрактометр, выполняется из двух частей. В одну из них заливают эталонный раствор, а в другую — исследуемый раствор. При равенстве показателей преломления обеих жидкостей луч света проходит через обе камеры без отклонения. Если же их показатели преломления будут различными, то луч света отклонится при прохождении кюветы. Отклонение луча тем больше, чем больше разница в показателях преломления эталонного и исследуемого растворов.

В некоторых типах рефрактометров шкала прибора проградуирована в процентах содержания конкретного вещества в исследуемых растворах. Например, рефрактометр типа РАИ-57 предназначен для определения содержания отдельных углеводородов в нефтяных фракциях, а рефрактометр типа АВ-1-В — для определения содержания бензола в циклогексане.

Поляриметрический метод анализа основан на использовании свойств некоторых оптически активных веществ (глюкоза, сахароза, скипидар и т. д.) вращать плоскость поляризации проходящего через них поляризованного света. Для растворов, содержащих эти вещества, угол β вращения плоскости поляризации пропорционален их концентрации c :

$$\beta = \beta_0 c l, \quad (69)$$

где β_0 — удельное вращение плоскости поляризации, зависящее от температуры и длины волны поляризованного света; l — толщина слоя раствора.

Величина β_0 определяется отношением угла поворота (в градусах) плоскости поляризации, вызываемого раствором с концентрацией c граммов вещества в 1 мл раствора, к произведению концентрации c на длину кюветы в дециметрах. Значение β_0 для некоторых растворов можно найти в справочной литературе.

Соотношение (69) позволяет при известных величинах β_0 и l определить концентрацию вещества в растворе по измеренной величине β .

Наибольшее распространение среди приборов, использующих принцип поляризации света, получили сахариметры завода МосКИП.

Телевизионный способ непосредственного бесконтактного анализа проб сыпучего материала относится к опти-

ческим методам анализа первой группы. Способ этот находится в стадии разработки и промышленной проверки [19].

Телевизионный способ может быть рекомендован для текущего бесконтактного контроля потока смеси зернистых материалов, имеющих различную окраску.

Радиометрические методы

Радиометрические методы анализа основаны на количественном определении интенсивности радиоактивного излучения, проходящего от внешнего источника через анализируемую пробу либо исходящего от радиоактивных веществ, присутствующих в самой пробе. Не вдаваясь в подробности процессов радиоактивного распада веществ и сопровождающих их явлений, остановимся лишь на тех моментах, которые следует учитывать при анализе точности указанного метода.

Приборы, регистрирующие излучение, состоят из двух основных частей: детектора и измерительной аппаратуры. В детекторе происходит взаимодействие излучения (α -частиц, β -частиц, γ -лучей) с соответствующим веществом. Это взаимодействие вызывает то или иное физическое явление. В зависимости от природы явления различают следующие детекторы: ионизационные камеры и газоразрядные счетчики (природа взаимодействия — ионизация газов), кристаллические счетчики (ионизация твердых тел), сцинтилляционные счетчики (флуоресценция вещества). Измерительная аппаратура в зависимости от типа детектора имеет ту или иную электрическую схему, которая от детектора преобразуется в удобную для регистрации форму.

Наибольшее распространение среди детекторов получили газоразрядные счетчики (счетчики Гейгера). Каждая частица или квант ионизирующего излучения при прохождении через чувствительный элемент счетчика Гейгера приводит к появлению в газе некоторого количества пар ионов. Когда группа ионов данного знака достигает соответствующего электрода счетчика, происходит скачкообразное изменение разности потенциалов между электродами, что регистрируется измерительной аппаратурой в виде импульса напряжения. Таким образом, об интенсивности излучения можно судить по числу импульсов, возникающих в счетчике в единицу времени (секунду, минуту).

Если число импульсов в секунду больше 50, необходимо в измерительную аппаратуру вводить вспомогательное электронное устройство — пересчетную схему, которая регистрирует каждый 2, 4, 8, 16 и т. д. импульс, поступающий с детектора. Обычно употребляют пересчетные схемы с коэффициентом пересчета $1/64$ и $1/128$.

При анализах радиоактивное вещество специально вводят в смесь в виде примеси к одному из компонентов, который часто называют «меченым». В пробах смеси находится то или

иное количество «меченого» компонента, концентрацию которого можно определить, измеряя интенсивность излучения пробы.

Для определения абсолютной радиоактивности пробы могут быть рекомендованы детекторы типа 4π-счетчика. В этом счетчике пробу располагают в центре его рабочего объема и все испускаемые из пробы частицы регистрируются.

Предварительно экспериментально уравнивают зависимость между частотой импульсов N_i , регистрируемых счетчиком, и известной, но каждый раз разной, концентрацией c_i «меченого» компонента в пробах. Меняя концентрацию c_i в пробах, заранее приготовленных, строят тарировочную кривую зависимости

$$N_i - N_\phi = f(c_i) \text{ имп/мин}, \quad (70)$$

где N_ϕ — частота импульсов, регистрируемая счетчиком при отсутствии в пробе «меченого» компонента, в имп/мин.

Величина N_ϕ , часто называемая фоном, зависит от степени радиоактивного загрязнения окружающей среды. Эта величина изменяется во времени. Поэтому при анализе пробы смеси с неизвестной концентрацией «меченого» компонента из показаний счетчика N_i надо вычесть частоту импульсов фона в данное время, а затем по тарировочной кривой найти искомую концентрацию c_i .

Для оценки интенсивности излучения с достаточной точностью необходима регистрация сравнительно большого количества импульсов. Если считать, что последовательность импульсов следует закону распределения Пуассона, то относительная средняя квадратическая ошибка в подсчете числа импульсов

$$\frac{S_n}{n} = \frac{1}{\sqrt{n}}, \quad (71)$$

где n — число измеренных импульсов.

При вычислении n с точностью до 1% необходим подсчет:

$$0,01 = \frac{1}{\sqrt{n}}; \quad n = 10\,000 \text{ импульсов.}$$

Общая относительная ошибка определения концентраций «меченого» компонента в пробе состоит из относительной ошибки в оценке тарировочной концентрации $\frac{S_r}{c}$, относительной ошибки подсчета N_i и N_ϕ и относительной ошибки определения веса пробы $S_{e/e}$:

$$\frac{S_c}{c} = \sqrt{\left(\frac{S_r}{c}\right)^2 + \left(\frac{S_i}{N_i}\right)^2 + \left(\frac{S_\phi}{N_\phi}\right)^2 + \left(\frac{S_e}{e}\right)^2}. \quad (72)$$

Судя по уравнению (70), точность определения концентрации по тарировочной кривой зависит от разности $N_i - N_\phi$, поэтому

мощность излучения от пробы должна быть значительно выше мощности фона.

К радиометрическим методам анализа примыкает и рентгеноскопический метод, при котором используется свойство веществ поглощать рентгеновские лучи (этот принцип используется и в случае, когда проба пронизывается ядерным излучением α -, β -, γ -лучами).

Степень поглощения зависит от природы вещества, плотности укладки его частиц, пути пробега луча в веществе. Она подчиняется закону Бора

$$\lg \frac{N_0}{N_i} = \mu l, \quad (73)$$

где N_0 и N_i — частота импульсов, регистрируемая счетчиком на пути луча до пробы и на выходе луча из пробы, в имп/мин; l — длина пробега луча в пробе в см; μ — коэффициент линейного поглощения (представляет собой часть энергии рентгеновских лучей площадью 1 см^2 , поглощаемой 1 см вещества).

Если брать пробы одинаковой длины, то единственной величиной, которая может указывать на процентное содержание того или иного вещества, будет коэффициент μ . Величина μ меняется приблизительно пропорционально атомному весу вещества; поэтому рентгеноскопический метод анализа будет чувствителен лишь тогда, когда в пробе находятся вещества с сильно отличающимися атомными весами. Влияет на величину μ и плотность укладки зерен в пробе, что приводит к случайным ошибкам при анализах.

Рентгеноскопический метод также требует экспериментальной тарировки зависимости

$$\frac{N_0}{N_i} = f(c_i). \quad (74)$$

Глава III

МЕТОДЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССА СМЕШЕНИЯ

Создание современного смесительного аппарата новой конструкции является сложным процессом, состоящим из нескольких этапов: формулирование требований к разрабатываемому смесителю и обоснование технического задания на проектирование; выбор по патентной литературе прототипа смесителя, отвечающего техническому заданию, или его изобретение; разработка эскизного проекта опытного образца смесителя; изготовление опытного образца; испытание опытного образца; внесение конструктивных изменений в опытный образец в ходе его испытаний; проектирование промышленного образца смесителя; изготовление промышленного образца; ввод в эксплуата-

цию промышленного образца и его доработка; внесение изменений в чертежи промышленного образца, предназначенного для серийного производства; изготовление, монтаж, наладка и эксплуатация серийных образцов.

Изучение свойств какого-то аппарата или машины путем анализа аналогичных свойств их на модели представляет собой процесс моделирования. Различают моделирование физическое и математическое.

Физическое моделирование предполагает изучение свойств объекта моделирования на его уменьшенной модели, что позволяет снизить расходы на проведение необходимых экспериментов. Модель должна воспроизводить изучаемый процесс с сохранением его физической природы. Между моделью и объектом моделирования должны быть сохранены некоторые соотношения подобия, вытекающие из закономерностей физической природы явлений и гарантирующие возможность использования результатов исследования модели для проектирования объекта.

Методы измерения свойств модели остаются такими же, как и при исследованиях объекта, что является крупным недостатком физического моделирования. Кроме того, при уменьшении размеров модели весьма трудно сохранить в них исследуемый процесс одинаковым по своей физической природе с процессом, который должен протекать в объекте моделирования. У модели появляются некоторые свойства, которых нет у объекта, и наоборот, некоторые важные свойства объекта у модели затухают. В большинстве случаев это объясняется изменением удельного влияния пристеночных эффектов. С уменьшением размеров моделей существенно возрастают пристеночные эффекты, которые заметно изменяют общие их свойства. Вследствие этого результаты исследования моделей не всегда можно использовать для моделирования объекта.

При создании нового смесительного оборудования используют в основном метод физического моделирования. Все исследования процесса смешения во вновь создаваемом промышленном смесителе проводят на опытных образцах, что требует значительных затрат средств и времени. На опытном образце определяют оптимальный режим его работы и геометрические размеры рабочих органов, конечную однородность смеси и время, необходимое для получения этой однородности. Затем эти данные используют для проектирования промышленного образца смесителя. Так как масштаба подобия для процесса смешения установить еще не удалось, то не всегда на промышленном образце достигаются те же параметры, что и на опытном образце: часто другой по величине получается конечная однородность смеси и время для ее достижения. Это является весьма существенной причиной, из-за которой метод физического моделирования не является еще мощным средством создания экономически обоснованных эффективных промышленных смесителей.

В большинстве случаев эскизный проект нового смесителя создается чисто интуитивно. Поиск лучшего конструктивного воплощения идеи изобретателя методом натурного эксперимента требует больших материальных затрат и продолжителен по времени. Дело значительно упрощается, если на стадии проектирования опытного образца смесителя воспользоваться методом математического моделирования.

Математическая модель реальной системы является ее формализованным описанием, позволяющим изучить систему математическими методами. Обычно она состоит из совокупности соотношений (уравнений, неравенств, логических условий, формул и т. д.), определяющих характеристики состояний системы в зависимости от ее параметров, входных сигналов, начальных условий и времени. Формализованное описание системы включает в себя содержательное описание и схему. Содержательное описание составляется на основании имеющихся сведений о физической природе и количественных характеристиках элементарных явлений, происходящих в системе, о степени и характере взаимодействия между ними, о значимости того или иного явления и т. д. Содержательное описание облегчает построение формализованной схемы реальной системы, которая позволяет разложить ее на простейшие элементы. Процессы, проходящие в этих элементах, как и взаимосвязь между ними, упрощаются. Это позволяет построить математическую модель реальной системы, для чего все имеющиеся сведения в виде таблиц или графиков записывают в виде соответствующих математических выражений.

Математическая модель в силу упрощения процессов, происходящих в элементах системы, не всегда полностью ей соответствует. Но даже и в этом случае количественные исследования математической модели позволяют получить качественное описание реальной системы.

Математическая модель позволяет исследовать реальную систему следующими способами: аналитически, численными методами, на моделирующих аппаратах или вычислительных аналоговых машинах непрерывного действия, на цифровых вычислительных машинах дискретного действия.

Аналитическое исследование математической модели реального процесса возможно лишь в случае, когда она представлена системой уравнений, допускающих их решение.

При численном методе исследований математическая модель также должна быть записана в виде системы уравнений. Но решают эту систему численными методами. В результате исследования математической модели численными методами получают таблицы значений искомых величин для набора конкретных значений параметров системы.

Большинство реальных процессов настолько сложны, что для их описания не удается даже составить систему уравнений, не

говоря уже об их решении. Это ограничивает область использования первых двух способов, хотя они и позволяют наиболее эффективно исследовать реальную систему.

Исследование реальных систем на моделирующих аппаратах основано на существующей аналогии между механическими, электрическими, гидравлическими, тепловыми и другими явлениями. Схемы этих аппаратов собираются в соответствии с математической моделью реальной системы. Моделирующие аппараты отличаются большим быстродействием и простотой изменения параметров.

В последнее время метод аппаратного моделирования получает все большее распространение. К сожалению, он требует больших затрат средств, связанных с разработкой, изготовлением, монтажом моделирующего аппарата или использованием значительного количества дорогого рабочего времени вычислительных машин непрерывного действия. К тому же при упрощении математической модели метод аппаратного моделирования даст недостаточно точные результаты оценки состояния реальной системы.

При моделировании на цифровых вычислительных машинах математическая модель реальной системы преобразуется в специальный моделирующий алгоритм, в соответствии с которым в машине вырабатывается информация об элементарных явлениях, происходящих в системе. Часть информации печатается, а затем используется для определения критериев оценки состояния реальной системы. При таком методе моделирования реализация моделирующего алгоритма является имитацией элементарных явлений, происходящих в реальной системе, с сохранением их логической структуры, последовательности протекания во времени. Результаты одной реализации являются случайными, поэтому искомые величины определяются как среднестатистические по данным большого количества реализаций. По этой причине этот метод часто называют статистическим моделированием. Он может быть использован для решения большого круга технических задач и не требует создания специальных вычислительных машин.

Структура математической модели смешанного аппарата определяется характером перемещений частиц перемешиваемых компонентов по внутреннему его объему, т. е. гидродинамикой, а, вернее, в данном случае механикой потока сыпучей массы. Наиболее полно характер движения сыпучей массы можно было бы описать с помощью поля скоростей. Однако экспериментальное изучение поля скоростей в сыпучей среде исключительно трудное дело, так как еще не создан прибор, с помощью которого можно было бы просто и быстро измерить локальные значения скоростей потока твердых частиц, например, как это делается с помощью трубок Пито в газах и жидкостях.

В настоящее время для непосредственного измерения скорости движения твердых частиц в потоке используют в основном два способа: «плоская модель» и «меченая частица».

Способ «плоская модель» заключается в следующем. Реальный аппарат заменяют плоским элементом с прозрачными стенками, позволяющими визуально или с помощью кино съемки определять скорость движения отдельных частиц внутри элемента. Плоский элемент представляет собой часть объема реального аппарата, отсеченную от него двумя параллельными плоскостями. По литературным данным, плоский элемент успешно используют для изучения движения сыпучей массы в бункерах и во вращающихся барабанах. К сожалению, для большинства смесительных аппаратов нельзя построить плоские модели, в которых можно было бы промоделировать движение сыпучей массы, наблюдаемое в самих реальных аппаратах. Этим и объясняется ограниченность использования способа «плоская модель».

При втором способе внутрь смесителя вводят меченую частицу, за движением которой можно наблюдать через его стенки с помощью специальной аппаратуры. Обычно такую частицу метят радиоактивным изотопом. Излучение меченой частицы ловится сцинтилляционными счетчиками, которые устанавливают попарно в различных направлениях аппарата. Попадание меченой частицы в зону действия конкретного счетчика вызывает определенный электрический сигнал в нем, время появления которого может фиксироваться. Таким образом, через равные промежутки времени можно с помощью счетчиков фиксировать координаты меченой частицы, а по ним построить траекторию ее движения внутри аппарата. Способ «меченая частица» нашел применение в основном для изучения характера циркуляции твердых частиц в псевдоожиженном слое. Недостатки способа — сложность аппаратного оформления и необходимость оценивать движение сыпучей массы в аппарате по траектории перемещения в нем одной частицы.

Значительно большее распространение среди исследователей получил способ косвенной оценки перемещения массы по аппарату с помощью так называемой функции распределения времени пребывания частиц потока внутри аппарата [15]. Этот способ используется для исследования проточных аппаратов, и заключается он в следующем. На входной питающий поток наносится искусственно возмущение той или иной формы, например, по концентрации одного из компонентов или концентрации индикатора в смеси, а затем на выходе из аппарата исследуются последствия этого возмущения, в результате анализа которых и появляется возможность характеризовать перемешивание массы внутри аппарата с помощью особой величины — функции распределения времени пребывания частиц в аппарате. Физический смысл этой функции заключается в сле-

дующем. Отдельные частицы потока проходят через аппарат различными путями, поэтому и время их пребывания в аппарате неодинаково. Можно с полным основанием считать, что время пребывания частиц в аппарате — величина случайная и непрерывная, которая полностью характеризуется, как и любая непрерывная случайная величина, функцией распределения, дисперсией и средней.

В выходящем потоке из аппарата присутствуют частицы с различным возрастом пребывания в аппарате. Если считать доли частиц с «возрастом» меньше t , за вероятности случайной величины t , то функция распределения подобной случайной величины запишется в следующем виде:

$$F(t) = \int_0^t f(t) dt = 1, \quad (75)$$

где $F(t)$ — функция распределения, равная вероятности того, что случайная величина примет значение, меньшее, чем t ; $f(t)$ — плотность распределения случайной величины.

В тех случаях, когда необходимо сравнивать несколько функций распределения, относящихся к различным абсолютным значениям случайной величины, их трансформируют в безразмерный вид, для чего текущие значения случайной величины делят на среднее арифметическое их значение. Среднее время пребывания частиц в проточном аппарате можно принять

$$\tau = V/Q, \quad (76)$$

где V — объем аппарата в м^3 ; Q — производительность аппарата в $\text{м}^3/\text{с}$.

С учетом этого соотношения случайная величина t в безразмерном виде определяется выражением

$$\theta = \frac{t}{\tau} = \frac{Qt}{V}. \quad (77)$$

Величину θ часто называют безразмерным временем.

Функция распределения времени пребывания частиц в аппарате

$$F(\theta) = \int_0^\theta f(\theta) d\theta = 1. \quad (78)$$

Для функции распределения и плотности распределения можно построить графики их зависимости от t или θ . Кривую, изображающую зависимость функции распределения от времени, обычно называют интегральной кривой распределения, а кривую зависимости плотности от времени — дифференциальной кривой распределения.

Каждое конкретное значение функции $F(t)$ есть не что иное, как доля частиц вещества в выходящем потоке, «возраст» на-

хождения которых в аппарате меньше времени t_1 . Это понятие и является физическим смыслом функции распределения времени пребывания частиц в аппарате.

На рис. 24 показана типичная интегральная кривая распределения безразмерного времени пребывания частиц в объеме проточного аппарата. Каждому конкретному значению θ_1 на этом графике соответствует доля частиц вещества в выходящем

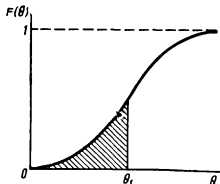


Рис. 24. Типичная интегральная кривая распределения безразмерного времени пребывания частиц в объеме проточного аппарата

потоке, находящихся в аппарате время меньше θ_1 . Значение этой доли определяется заштрихованной площадью; ее величина — выражением

$$F(\theta) = \int_0^{\theta} f(\theta) d\theta. \quad (79)$$

Так как полная площадь под кривой равна единице, то доля частиц вещества в выходящем потоке с «возрастом» их пребывания в аппарате больше θ_1 :

$$\int_{\theta_1}^{\infty} f(\theta) d\theta = 1 - \int_0^{\theta_1} f(\theta) d\theta. \quad (80)$$

Для упрощения экспериментального определения функции распределения $F(\theta)$ или плотности распределения $f(\theta)$ измеряют «возраст» пребывания не всех частиц, покидающих аппарат, а только частиц специально введенного в питающий поток вещества, называемого индикатором или трассером. В качестве трассера используют вещества, инертные по отношению к частицам основного потока и легко поддающиеся количественному анализу.

Форма подачи трассера в питающий поток (возмущающий сигнал) может быть различной: ступенчатой, импульсной, циклической. Сразу после введения трассера в аппарат начинают

непрерывно или через равные промежутки времени определять его концентрацию в потоке, выходящем из аппарата. Анализ экспериментальных данных по изменению концентрации трассера на выходе из аппарата во времени позволяет построить так называемую кривую отклика системы на возмущение. Форма этой кривой зависит от вида возмущающего сигнала.

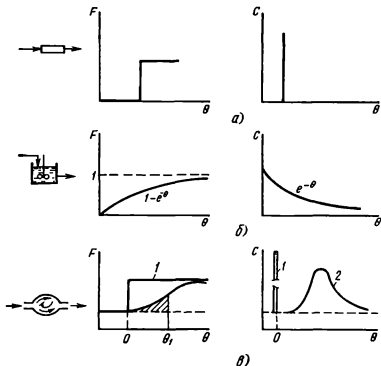


Рис. 25. Кривые отклика системы на ступенчатое и импульсное возмущение входного сигнала:

а — в системе идеального вытеснения; б — в системе идеального смешения
в — в реальной системе (1 — входной сигнал; 2 — кривая отклика системы)

Если подача трассера в аппарат производилась ступенчато, от концентрации во входном потоке c_1 до c_2 мгновенно, то на выходе концентрация трассера изменяется плавно от значения c_1 до c_2 (см. рис. 25, в). Кривую отклика системы на ступенчатое возмущение часто называют F -кривой.

При импульсном введении трассера в аппарат (импульсный возмущающий сигнал), т. е. когда трассер введен весь мгновенно или его подача в некоторый момент времени резко изменилась от концентрации c_1 до больших значений c , кривая отклика системы имеет вид дифференциальной кривой распределения

(рис. 25, в). В некоторых работах импульсный сигнал называют дельта-функцией, а соответствующую ему кривую отклика — *C-кривой*.

Если текущую концентрацию индикатора на выходе из смешительного аппарата c_t измерять относительно исходной концентрации его на входном потоке c_0 , то в безразмерном времени F -кривая выражается уравнением

$$F = \int_0^{\infty} c d\theta = \int_0^{\infty} \frac{c_t}{c_0} d\theta = 1, \quad (81)$$

а *C-кривая*

$$C = \frac{c_t}{c_0} = \frac{dF}{d\theta}. \quad (82)$$

Из уравнений (81) и (82) видно, что F -кривая является функцией распределения относительной концентрации в безразмерном времени, а C -кривая — не что иное, как плотность этого распределения.

Среднее время пребывания индикатора в смешительном аппарате по данным C -кривой в зависимости от выражения времени в безразмерном или размерном виде соответственно

$$\bar{\theta} = 1 = \int_0^{\infty} \theta c d\theta; \quad (83)$$

$$\bar{\tau} = \tau_0 = \int_0^{\infty} t c(t) dt, \quad (84)$$

где $c(t)$ — плотность распределения относительной концентрации индикатора в выходящем из смешителя потоке в зависимости от размерного времени.

Дисперсия C -кривой с учетом уравнений (82) и (83) может быть записана в следующем виде:

для безразмерного времени

$$S^2 = \int_0^{\infty} \theta^2 c d\theta - 1; \quad (85)$$

для размерного времени

$$S_{\tau}^2 = \tau^2 S^2 = \int_0^{\infty} (t - \tau)^2 c(t) dt = \int_0^{\infty} t^2 c(t) dt - \tau^2. \quad (86)$$

Для C -кривой, построенной по экспериментальным данным, в силу дискретности значений измеряемых величин уравнения (83), (84), (85) и (86) могут быть записаны в таком виде:

$$\bar{\theta} = 1 = \frac{\sum \theta c}{\sum c} = \sum \theta c \Delta \theta; \quad (87)$$

$$\bar{\tau} = \frac{\sum \tau c(t)}{\sum c(t)} = \sum \tau c(t) \Delta t; \quad (88)$$

$$S^2 = \frac{\sum \theta^2 c}{\sum c} - 1 = \sum \theta^2 c \Delta \theta - 1; \quad (89)$$

$$S_{\tau}^2 = \frac{\sum \tau^2 c(t)}{\sum c(t)} - \bar{\tau}^2 = \sum \tau^2 c(t) \Delta t - \bar{\tau}^2, \quad (90)$$

где $\Delta \theta$, Δt — промежутки времени между двумя измерениями концентрации индикатора в выходящем из смесителя потоке.

Функция распределения времени пребывания частиц, определенная по реакции системы на возмущение, может быть использована в сочетании с принятой моделью потока материала по аппарату для прогнозирования процесса смешения в аппарате.

Процесс смешения сыпучих материалов в смесителях можно считать линейным, т. е. таким, при котором, в отличие от нелинейного процесса, всякое изменение возмущающегося воздействия вызывает соответствующее пропорциональное изменение реакции системы на возмущение. Для линейных систем справедлив принцип суперпозиции, который заключается в том, что реакция системы на любую комбинацию внешних воздействий (возмущений) равна сумме реакций на каждое из этих воздействий, поданных на систему порознь. Кроме этого важного свойства линейных процессов, необходимо отметить еще одно весьма ценное для практики их свойство — свойство аддитивности. Это свойство позволяет суммировать последовательно протекающие в системе независимые линейные процессы. А это, в свою очередь, дает возможность общую реакцию этих процессов исследовать, изучая реакции каждого процесса в отдельности.

Свойство аддитивности линейных систем и их соответствие принципу суперпозиции весьма облегчает задачу их исследования. Например, принцип суперпозиции позволяет выразить реакцию системы на возмущение любой формы через реакцию системы на элементарные, хорошо исследованные типовые воздействия (в форме ступеньки, гармоники, пистли). Свойство аддитивности позволяет разбивать сложную систему, в данном случае смеситель, на ряд отдельных зон, подсистем, через которые последовательно проходит смешиваемый материал, и,

изучив затем по отдельности реакцию этих зон на возмущение, судить о реакции всей системы в целом

Для самых разнообразных потоков материала, которые могут возникнуть в реальных аппаратах, можно подобрать подходящую математическую модель из так называемых типовых моделей.

Наибольшее распространение среди исследователей получили следующие типовые математические модели структуры потока материала: модели идеального вытеснения и идеального смешения, диффузионная модель, ячеечная модель и комбинированные модели.

Модель идеального вытеснения предполагает поршневое перемещение материала вдоль аппарата без перемешивания частиц в направлении этого перемещения. В направлении же, перпендикулярном к движению, компоненты материала считаются распределенными равномерно.

Уравнение этой модели записывается в следующем виде:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -W \frac{\partial c}{\partial x}, \quad (91)$$

где c — концентрация ключевого компонента; t — время; W — линейная скорость потока; x — координата.

Эта модель не предполагает перемешивания частиц, единственно за счет которого могла бы изменяться во времени концентрация ключевого компонента в смешительном аппарате. Следовательно, для описания процесса смешения компонентов, инертных друг к другу в смешительных аппаратах, модель идеального смешения не подходит

$$\left(\frac{\partial c}{\partial x} = 0; \frac{\partial c}{\partial t} = 0 \right).$$

Кривые отклика системы идеального вытеснения на ступенчатое и импульсное возмущение показаны на рис. 25, а.

Модель идеального смешения принимается для тех потоков, при которых в аппарате частицы материала практически мгновенно равномерно распределяются по всему его объему. Она описывается уравнением

$$\frac{dc}{dt} = \frac{Q}{V} (c_{\text{вх}} - c_{\text{вых}}), \quad (92)$$

где V — внутренний объем аппарата, через который протекает поток; Q — объемная скорость подачи материала в аппарат; $c_{\text{вх}}$ и $c_{\text{вых}}$ — концентрация ключевого компонента во входящем потоке и на выходе из аппарата.

Кривые отклика системы, отвечающей модели идеального смешения, на ступенчатое и импульсное возмущения изображены на рис. 25, б. Они хорошо аппроксимируются выражением

$$C = e^{-\theta} = e^{-\frac{Q\tau}{V}}. \quad (93)$$

Аппарат, в котором существует поток материала, моделирующий моделью идеального смешения, является идеальным смесителем: в нем величина коэффициента неоднородности смеси равна нулю, точно так же, как равно нулю и время смешения. Модель идеального смешения в чистом виде мало соответствует действительному процессу перемешивания частиц материала, который наблюдается в аппаратах для смешения сыпучих материалов.

Диффузионная модель соответствует потоку с поршневым движением материала, осложненным продольным или поперечным, а иногда и тем и другим одновременно перемешиванием частиц, подчиняющимся закону диффузии. Если наблюдается только продольное перемешивание частиц, то диффузионная модель, называемая в этом случае однопараметрической, описывается уравнением

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -W \frac{\partial c}{\partial x} + \bar{D}_L \frac{\partial^2 c}{\partial x^2}, \quad (94)$$

где $\bar{D}_L$ — коэффициент продольного перемешивания.

При наличии одновременно продольного и поперечного перемешивания частиц диффузионная модель, называемая двухпараметрической, описывается другим уравнением:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -W \frac{\partial c}{\partial x} + \bar{D}_L \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\bar{D}_R}{R} \cdot \frac{\partial}{\partial R} \left(R \frac{\partial c}{\partial R} \right), \quad (95)$$

где $\bar{D}_R$ — коэффициент поперечного перемешивания; R — радиус поперечного сечения аппарата.

При экспериментальном определении коэффициентов перемешивания их представляют в виде безразмерных комплексов Пекле: $Pe = WL/\bar{D}_L$ или $Pe = W'L/\bar{D}_R$ (здесь L — определяющий линейный размер аппарата, W — линейная скорость потока материала по аппарату). В этом случае уравнения (94) и (95) тоже могут быть представлены в безразмерном виде, если принять $c/c_0 = C$; $x/L = z$; $t = L/W = Q/V$. Например, уравнение (94) в безразмерном виде имеет следующий вид:

$$-\frac{dc}{dz} + \frac{\bar{D}_L}{WL} \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} = 0. \quad (96)$$

Если $Re = \infty$, то диффузионная модель переходит в модель идеального вытеснения, а если $Re = 0$, то в модель идеального смешения; С-кривые диффузионной модели хорошо аппроксимируются нормальным гауссовским распределением.

О. Лезеншпилем [15] установлено, что при малых значениях комплекса $\bar{D}_L/WL$, которые и имеют место в смесителях для смешения сыпучих материалов, связь между дисперсией функции распределения времени пребывания частиц в аппарате и этим комплексом имеет вид

$$S^2 = 2 \frac{\bar{D}_L}{WL}. \quad (97)$$

Диффузионной моделью можно описать процесс смешения в большинстве смесителей. Однако для решения уравнения этой модели необходимо знание величин $\bar{D}_L$ и $\bar{D}_R$. Обычно их значения находят экспериментально на опытных образцах смесителя, что значительно снижает ценность этой модели.

Ячеечная модель предполагает, что поток материала последовательно проходит через несколько ячеек, на которые разбит весь объем аппарата, и что в пределах каждой ячейки частицы материала идеально перемешиваются. Она описывается m -ым числом линейных дифференциальных уравнений первого порядка:

$$\frac{1}{m} \cdot \frac{dc}{dt} = \bar{\tau}_n (c_{i-1} - c_i), \quad (98)$$

где $i = 1, 2, \dots, m$; m — число ячеек; $\bar{\tau}_n$ — среднее время пребывания частиц в ячейках от первой до $(i-1)$ -ой; С-кривая для ячейочной модели описывается уравнением

$$C = \frac{c}{c_0} = \frac{m^m \theta^{m-1}}{(m-1)!} e^{-m\theta}. \quad (99)$$

Связь между числом ячеек m , на которые разбит весь аппарат, и дисперсией функции времени пребывания (С-кривой) приближенно может быть выражена уравнением

$$S^2 = \frac{1}{m} = 2 \frac{\bar{D}_L}{WL}. \quad (100)$$

При $m=1$ ячейочная модель переходит в модель идеального смешения, а при $m=\infty$ — в модель идеального вытеснения.

Ячеечная модель может быть успешно использована для описания процесса смешения сыпучих материалов в смесителях непрерывного действия и в смесителях периодического действия

с явно выраженной внутренней циркуляцией материала по замкнутому контуру.

Комбинированные модели обычно составляют для аппаратов, имеющих байпасные и циркуляционные потоки, застойные зоны. При этом аппарат разбивают на отдельные зоны, соединенные потоком материала последовательно или параллельно, в которых наблюдаются различные структуры движения частиц: зона с потоком идеального смешения, с потоком идеального вытеснения и зона с диффузионным перемешиванием частиц. Уравнение комбинированной модели является комбинацией из уравнений для моделей отдельных зон, составленной с учетом последовательности и способа соединения зон потоком материала. При большом числе зон практически любой сложный процесс может быть описан комбинированной моделью, однако из-за громоздкости получающихся при этом уравнений сам процесс моделирования значительно усложняется.

СМЕСИТЕЛИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Глава IV

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПЕРИОДИЧЕСКОГО СМЕШЕНИЯ

МЕХАНИЗМ ПРОЦЕССА ПЕРИОДИЧЕСКОГО СМЕШЕНИЯ

Процесс смешения сыпучих материалов является сложным механическим процессом, механизм действия которого зависит главным образом от конструкции смесителя. Складывается он из следующих элементарных процессов: 1) перемещение группы смежных частиц из одного места смеси в другое введением, вмятием, скольжением слоев (процесс конвективного смешения); 2) постепенное перераспределение частиц различных компонентов через свежее образованную границу их раздела (процесс диффузионного смешения); 3) сосредоточение частиц, имеющих одинаковую массу, в соответствующих местах смесителя под действием гравитационных или инерционных сил (процесс сегрегации).

Процесс сегрегации по своему действию на смесь противоположен первым двум процессам: он ухудшает качество смеси. При перемешивании сыпучих материалов в смесителе одновременно протекают все три элементарных процесса. Однако доля их влияния в различные периоды смешения неодинакова. В первые мгновения работы смесителя качество смеси, оцениваемое тем или иным критерием, например коэффициентом неоднородности V_r , изменяется в основном за счет конвективного разнеса компонентов. В это время процесс смешения идет на уровне макрообъемов. Поверхность раздела между разнотипными компонентами еще невелика, поэтому доля процесса диффузионного смешения, идущего к тому же с небольшой скоростью, в общем процессе смешения невелика. Еще меньшее влияние на него в это время оказывает процесс сегрегации, так как внутри перемешиваемых макрообъемов частицы относительно друг друга остаются неподвижными, в силу чего они еще не перераспределяются в силовом поле в соответствии с их массами. Процесс

конвективного смешения в первые моменты идет с большой скоростью, что видно из графика зависимости $V_c = f(t)$, показанного на рис. 26. Процессу конвективного смешения соответствует I участок кривой.

На участке конвективного смешения скорость процесса почти не зависит от физико-механических свойств смеси, так как процесс смешения идет на уровне макрообъемов. Главное влияние на скорость процесса смешения в эти моменты времени оказывает характер движения потоков частиц в смесителе.

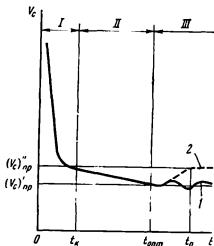


Рис. 26. Графическая зависимость коэффициента неоднородности смеси от времени ее смешения в смесителе

В определенный момент времени, зависящий от конструкции смесителя и физико-механических свойств смеси, уравновеситься. После этого момента дальнейшее перемешивание компонентов смеси не имеет смысла, так как качество смеси остается постоянным. (III участок кривой 1). В некоторых случаях указанное равновесие противоположных процессов наступает несколько позже того момента, когда качество смеси было наилучшим. Этому случаю соответствует пунктирная кривая 2. В первом случае (кривая 1) время наступления равновесия t_p совпадает со временем достижения наилучшего качества смеси $t_{опт}$, во втором же (кривая 2) $t_p > t_{опт}$.

Скорость перераспределения отдельных частиц (II и III участков) зависит не только от характера движения потока материала в смесителе, но и от физико-механических свойств частиц: их размера, состояния поверхности, веса, относительного веса, адгезионных сил и т. п. По этой причине скорость диффузионного смешения для различных смесей в одном и том же смесителе неодинакова, как неодинаковы значения t_p и $t_{опт}$.

После того как компоненты в основном будут распределены по рабочему объему смесителя, процессы конвективного и диффузионного смешения становятся по их влиянию на общий процесс смешения сопоставимы. В это время процесс перераспределения частиц идет уже на уровне микрообъемов. Начиная с некоторого момента, процесс диффузионного смешения становится преобладающим (II участок кривой). Более заметное влияние на ход процесса смешения начинает оказывать сегрегация частиц. Два противоположных процесса: сегрегация и диффузионное смешение могут в определен-

Для некоторых типов смесителей при перемешивании зернистых материалов, состоящих из однотипных частиц, II участок почти отсутствует, т. е. предельное состояние смеси достигается только конвективным смешением. В этом случае время окончания конвективного смешения t_k совпадает со временем $t_{\text{опт}}$.

МЕТОД ПРЕДВАРИТЕЛЬНОЙ ОЦЕНКИ КОНСТРУКЦИИ СМЕСИТЕЛЕЙ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Большинство современных промышленных смесителей периодического действия имеют явно выраженную циркуляцию материала по внутреннему замкнутому контуру. Анализ конструктивного оформления этих смесителей показывает, что они могут быть представлены состоящими из типовых зон (одной или нескольких), соединенных внутренним потоком материала в последовательную цепочку. Каждая типовая зона (звено) имеет характерные только для нее потоки частиц. На рис. 27 показаны схемы нескольких таких зон, наиболее часто встречающиеся у современных смесителей.

Типовые зоны 1 и 2 представляют собой цилиндрические или плоские аппараты (бункера) с нижним выпускным отверстием. Частицы сыпучего материала в них опускаются вниз под действием собственного веса.

Типовая зона 3 выполнена в виде цилиндрического аппарата с вращающейся лопастной или пропеллерной мешалкой, которая псевдоожижает сыпучий материал, засыпанный в аппарат до определенного уровня. Подача материала в зону и выход его из зоны могут быть осуществлены как по всему сечению аппарата, так и в отдельных его местах. Основным рабочим элементом типовых зон 4 и 5 является вращающийся шнек. В типовой зоне 4 он заключен в тру-

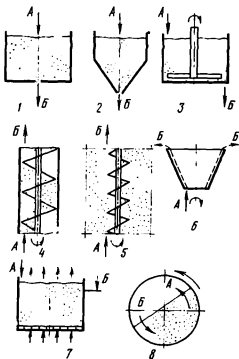


Рис. 27. Схемы типовых зон (звеньев) современных смесителей

бу, а в типовой зоне 5 шнек вращается в неограниченной стенками сыпучей массе.

Вращающийся полный усеченный конус, по внутренней поверхности которого движется сыпучий материал, является конструктивным оформлением типовой зоны 6. Типовая зона 7 представляет собой аппарат с псевдоожиженным слоем сыпучего материала. Типовую зону 8 можно выделить двумя поперечными сечениями вращающегося барабанного смесителя.

Потоки частиц в каждой типовой зоне должны быть изучены отдельно. Для всех типовых зон следует установить зависимость функции времени пребывания частиц от геометрических размеров зон, физико-механических свойств сыпучих материалов, объемной скорости подачи материала в зону, скорости вращения и геометрических размеров рабочего органа, если он имеется в зоне.

Проведенные разными исследователями работы позволяют рассчитать или выбрать с помощью графиков функции времени пребывания частиц в типовых зонах 1, 2, 3, 7 и 8. Для других типовых зон подобные исследования еще предстоит провести.

Для смесителя, состоящего из j типовых зон, при условии, что между зонами отсутствует обратная диффузия материала и что зоны являются линейными объектами, можно записать

$$\bar{\tau}_{\text{сбш}} = \bar{\tau}_1 + \bar{\tau}_2 + \bar{\tau}_3 + \dots + \bar{\tau}_j = \sum_{i=1}^j \bar{\tau}_i; \quad (101)$$

$$(S_{\tau}^2)_{\text{сбш}} = (S_{\tau}^2)_1 + (S_{\tau}^2)_2 + (S_{\tau}^2)_3 + \dots + (S_{\tau}^2)_j = \sum_{i=1}^j (S_{\tau}^2)_i, \quad (102)$$

где $\bar{\tau}_{\text{сбш}}$ — общее среднее время пребывания частиц материала во всех зонах; $\bar{\tau}_1$; $\bar{\tau}_2$; ...; $\bar{\tau}_j$ — среднее время пребывания частиц материала соответственно в 1, 2, ..., j зонах; $(S_{\tau}^2)_{\text{сбш}}$ — дисперсия распределения времени пребывания частиц во всех зонах, выраженная в единицах времени; $(S_{\tau}^2)_1$; $(S_{\tau}^2)_2$; ...; $(S_{\tau}^2)_j$ — дисперсии распределения времени пребывания частиц соответственно в 1; 2; ...; j зонах.

Дисперсия распределения времени пребывания частиц во всех зонах в безразмерных единицах

$$S^2 = \frac{(S_{\tau}^2)_{\text{сбш}}}{\bar{\tau}_{\text{сбш}}^2} = \frac{\sum_{i=1}^j (S_{\tau}^2)_i}{\sum_{i=1}^j \bar{\tau}_i^2}. \quad (103)$$

Используя ячеечную модель потока частиц в смесителе по замкнутому контуру, заменяем все зоны смесителя соответствующим количеством ячеек идеального смешения:

$$m = \frac{1}{S^2}. \quad (104)$$

Для описания процесса разносо смешиваемых компонентов по ячейкам воспользуемся математическим аппаратом цепей Маркова.

Предположим, что все ячейки имеют одинаковый объем v_i и что через них проходит материал с объемной скоростью Q . Тогда можно записать

$$Q_{12} = Q_{23} = \dots = Q_{(m-1)m} = Q_{m1}, \quad (105)$$

где Q_{12} ; Q_{23} — объемная скорость перехода материала соответственно из первой ячейки во вторую, из второй в третью и т. д. (первая цифра индекса при Q показывает номер ячейки, из которой переходит материал, а вторая цифра — номер ячейки, в которую поступает материал).

Пусть надлежит перемешать в смесителе компоненты A и B . Считаем, что в начальный момент времени ($t=0$) компонент A , который мы принимаем за ключевой, находится в m_a первых по ходу материала ячейках, а компонент B в остальных ($m-m_a$) ячейках. Количество ячеек, занятых в начальный момент времени смещения компонентой A , пропорционально его доле в объеме смеси:

$$\frac{m_a}{m} = \frac{V_a}{V}, \quad (106)$$

где V_a — суммарный объем ячеек, занятых компонентом A ; V — общий объем смеси внутри смесителя.

Объем каждой ячейки

$$v_1 = v_2 = \dots = v_m = \frac{V}{m}. \quad (107)$$

Определим состояние ячеечной системы в любой момент времени вектором $\pi(n)$ (где $n=0, 1, 2, 3, \dots$) с координатами $g_i(n)$, выражающими вероятность нахождения компонента A в i -й ячейке через n элементарных переходов материала из ячейки в ячейку. Число переходов n является функцией времени. Суммарное значение этих вероятностей

$$\sum_{i=1}^m g_i(n) = 1. \quad (108)$$

При этом

$$0 \leq g_i(n) \leq 1. \quad (109)$$

Вектор вероятностей начального состояния

$$\pi(0) = \pi[g_1(0); \dots; g_{m_a}(0); 0; 0; \dots; 0], \quad (110)$$

где $g_1(0)$; ...; $g_{m_a}(0)$; 0; 0; ...; 0 — вероятности нахождения компонента A в ячейках системы в начальный момент времени ($t=0$).

Вероятность нахождения компонента A в начальный момент времени в одной из ячеек m_a

$$g_i(0) = \frac{v_i}{V_A}, \quad (111)$$

где v_j — объем компонента A в j -ой ячейке.

За малый промежуток времени Δt , в дальнейшем называемый скачком, находившаяся в i -ой ячейке частица компонента A либо останется в ней, либо перейдет в следующую по направлению потока ячейку $(i+1)$. Величина Δt должна быть такой, чтобы частица могла перейти в соседнюю ячейку, но не перескочить через нее в следующую. Для такой системы ее состояние в любой момент времени определяется только через последнее известное состояние, т. е. вероятность нахождения меченой частицы в $(i+1)$ -й ячейке, если в предыдущий момент времени она находилась в ячейке i -ой, является функцией состояния только в $(i+1)$ и i -й ячейках и не зависит от поведения частицы в предыдущих ячейках. Это вытекает из основного свойства марковских цепей, для которых вероятность перехода системы в какое-либо состояние x_q в момент времени t ($t_q < t < t_{q+1}$) зависит только от того, в каком состоянии система находилась в момент t ($t_{q-1} < t < t_q$), и она не изменяется оттого, что становятся известными состояния ее в более ранние моменты времени.

Для марковских цепей совместное распределение вероятностей в моменты t_n ($t_1 < t_2 < t_3 < \dots < t_n$) дается равенством

$$\begin{aligned} P(x_1; x_2; \dots; x_n) &= P(x_1) P(x_2/x_1) P(x_3/x_1, x_2) = \\ &= P(x_1) P(x_2/x_1) P(x_3/x_2) = \dots = P(x_1) \prod_{r=2}^n P(x_r/x_{r-1}), \quad (112) \end{aligned}$$

где x_q — любое возможное значение случайной величины X ; $P(x_q/x_{q-1})$ — условные вероятности перехода, т. е. вероятности того, что случайная величина от значения x_{q-1} перейдет к значению x_q .

Таким образом, марковская последовательность (цепь) определяется условным распределением вероятностей для любого состояния системы r (где $r=1, 2, 3 \dots$) и начальным распределением $P(x_1)$. Из равенства (112) может быть установлено соотношение, называемое уравнением Колмогорова—Чемпена:

$$\begin{aligned} P(x_q/x_{q-2}) &= \int_{x_{q-1}} P(x_q, x_{q-1}/x_{q-2}) = \\ &= \int_{x_{q-1}} P(x_q/x_{q-1}) P(x_{q-1}/x_{q-2}) \dots \quad (113) \end{aligned}$$

Применяя эту формулу последовательно, можно определить условное распределение вероятностей в любой момент времени t_n , т. е. $P(x_n/x_1)$. Начальное распределение

$$P(x_n) = \sum_{x_1} P(x_n/x_1) P(x_1). \quad (114)$$

Решение уравнений (113), (114) возможно в матрично-векторной форме.

Применительно к рассматриваемому случаю обозначим условную вероятность того, что частица материала, находящаяся в данный момент времени в i -ой ячейке, после очередного скачка окажется в ячейке k через P_{ik} . Индекс i при P обозначает ячейку, в которой находилась частица, а индекс k — ячейку, в которую переходит частица после очередного скачка.

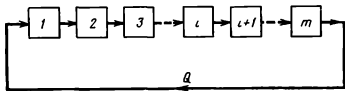


Рис 28. Блок-схема циркуляционного смесителя периодического действия

Так как частица после скачка должна обязательно попасть в какую-нибудь ячейку, то

$$\sum_{k=1}^m P_{ik} = 1; \quad 0 \leq P_{ik} \leq 1. \quad (115)$$

Полная вероятностная картина возможных изменений, осуществляющихся при переходе от одного состояния системы к непосредственно следующему, задается матрицей перехода:

$$P = \begin{pmatrix} P_{11} & P_{12} & P_{13} & \dots \\ P_{21} & P_{22} & P_{23} & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots \end{pmatrix}. \quad (116)$$

Для ячейечной модели циркуляционного смесителя, блок-схема которого изображена на рис. 28, матрица перехода запишется в несколько другом виде:

$$P = \begin{pmatrix} P_{11} & P_{12} & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & P_{22} & P_{23} & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & 0 & P_{33} & P_{34} & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & P_{(m-2)(m-1)} & P_{(m-1)m} & \dots \\ P_{m1} & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & 0 & P_{mm} & \dots \end{pmatrix}. \quad (117)$$

В этой матрице величины P_{ii} с двумя одинаковыми индексами ($P_{11}, P_{22}, \dots, P_{mm}$) обозначают вероятности того, что после очередного скачка частица останется в той же ячейке, а величины $P_{i(i+1)}$ с разными индексами — вероятности того, что после этого очередного скачка частица перейдет в следующую по ходу матернала ячейку. Так как ранее мы величину скачка выбрали такой, чтобы частица практически не могла перескочить при переходе через очередную ячейку, то все другие вероятности в матрице (117) равны нулю (этим она и отличается от предыдущей матрицы перехода). Матрица (117) называется дважды стохастической, так как сумма элементов каждой строки и столбца равна единице.

Каждая ячейка принятой нами модели смесителя является аппаратом идеального смешения, для которого может быть принят следующий закон распределения вероятностей перехода:

$$P_{ii} = \exp\left(-\frac{Q_{i(i+1)}}{v_i} \Delta t\right); \quad (118)$$

$$P_{i(i+1)} = 1 - \exp\left(-\frac{Q_{i(i+1)}}{v_i} \Delta t\right), \quad (119)$$

где $i=1; 2; 3; \dots; m$.

Согласно принятой блок-схеме циркуляционного смесителя (см. рис. 28) ячейка с номером $(m+1)$ является ячейкой с номером 1.

Матрица переходов P и вектор-строка вероятностей начального распределения $\pi(0)$ полностью определяют состояние системы через любые n скачков (переходов), т. е. к моменту времени $t = \Delta t n$. Если известно распределение $\pi(n)$, то состояние системы через $(n+1)$ переходов можно определить по формуле

$$\pi(n+1) = \pi(n) P, \quad (120)$$

где $n=0; 1; 2; \dots$

Тогда последовательно для состояний системы в разные моменты времени имеем

$$\left. \begin{aligned} \pi(1) &= \pi(0) P; \\ \pi(2) &= \pi(1) P = \pi(0) P^2; \\ \pi(3) &= \pi(2) P = \pi(0) P^3; \\ \dots &= \dots = \dots; \\ \dots &= \dots = \dots \end{aligned} \right\} \quad (121)$$

Таким образом, можно записать

$$\pi(n) = \pi(0) P^n. \quad (122)$$

Для нашего случая $\pi(n)$ — вектор вероятностей нахождения компонента A в каждой из m ячеек через n переходов, а

$\pi(0)$ — вектор начального распределения вероятностей нахождения компонента A в ячейках модели.

При завершении процесса смешения в циркуляционном смесителе вероятность нахождения компонента A во всех ячейках должна быть одинаковой:

$$g_1(n_k) = g_2(n_k) = \dots = g_m(n_k), \quad (123)$$

где n_k — число скачков (переходов), после которых смесь считается однородной.

Если считать каждую ячейку пробой, то вся смесь в смесителе в любой момент времени t_n может быть оценена с помощью коэффициента неоднородности:

$$V_c^t = \frac{100}{g_i(n_k)} \sqrt{\frac{1}{m-1} \sum_{i=1}^m [g_i(n) - g_i(n_k)]^2}, \quad (124)$$

где $g_i(n_k)$ — вероятность нахождения ключевого компонента A в i -ой ячейке при идеальном его распределении по объему смесителя, что будет наблюдаться через n_k переходов; $g_i(n)$ — вероятность нахождения ключевого компонента в A в i -ой ячейке через n переходов, т. е. к моменту времени t_n ; m — число моделируемых ячеек.

Произведя оценку однородности распределения ключевого компонента по ячейкам в произвольные моменты времени t_n ($0 \leq t_n \leq t_k$), можно получить зависимость $V_c^t = f(t)$, характеризующую изменение неоднородности смеси в модели во времени.

В принятой модели смесителя не был учтен процесс сегрегации, поэтому в отличие от реальных смесителей в ней величина $V_c^t \rightarrow 0$ (рис. 29).

Проведенные расчеты и эксперименты на ряде конструкций циркуляционных смесителей показали, что время t_k , при котором в модели $V_c^t \approx 0$, совпадает со временем окончания конвективного разноса вещества в реальных смесителях. Для многих современных конструкций циркуляционных смесителей периодического действия скорость процесса смешения диффузией незначительна, поэтому у них оптимальное время смешения $t_{\text{опт}}$

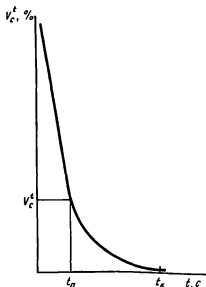


Рис. 29. График зависимости распределения вещества по ячейкам модели, оцениваемое величиной V_c^t , от времени смешения t

Интегральная функция времени пребывания частиц в ячейечной модели за один их проход (от первой ячейки до последней)

$$F(t) = g_{m+1}(n) = \sum_{n=0}^n g_m(n) \Delta t. \quad (129)$$

Координата вектора $g_m(n)$ характеризует плотность распределения времени пребывания частиц, поэтому ее можно рассчитать по уравнению

$$C(t) = \frac{g_m(n)}{\sum_{n=0}^{\infty} g_m(n) \Delta t}. \quad (130)$$

Среднее время пребывания частиц в ячейках

$$\bar{\tau} = \frac{\sum_{n=1}^{\infty} g_m(n) n}{\sum_{n=1}^{\infty} g_m(n)} \Delta t = \sum_{n=1}^{\infty} [1 - g_{m+1}(n)] \Delta t. \quad (131)$$

В идеализированной модели процесса конвективного смешения при $t_n \rightarrow \infty$, что равносильно $n \rightarrow \infty$, величина $V_c^t \rightarrow 0$, откуда следует, что в течение ограниченного промежутка времени ($\infty < t_n < \infty$) достижение $V_c^t = 0$ практически невозможно. Поэтому необходимо искусственно установить нижний уровень значений V_c^t (уровень обрезки), соответствующий n_k или t_k . С достаточной степенью точности, как показали расчеты, можно принять за уровень обрезки значение $V_c^k = 0,5\%$.

Расчеты по изложенной выше схеме на ЦВМ «Проминь» при $V_c^k = 0,5\%$ и $P_{11} = 0,98$ дали следующие значения n_k , соответствующие завершению конвективного смешения, в зависимости от числа моделирующих ячеек идеального смешения:

m	2	3	4	5	6	7	8	9	10	16	30
$n_k \cdot 10^{-2}$	1,4	2	3	4,3	5,9	8	10,2	13	18	45	115

Оптимальные размеры циркуляционного смесителя на стадии его проектирования с помощью этого метода следует выбирать в следующем порядке.

1. Выполнить эскизные проекты нескольких вариантов разрабатываемого смесителя, отличающиеся друг от друга геометрическими размерами корпуса и перемешивающих органов.

2. Выделить во всех эскизных вариантах смесителя типовые зоны.

3. По литературным данным или с помощью специальных экспериментов, проведенных на модели типовой зоны, опреде-

лить сначала функцию распределения времени пребывания частиц для каждой выделенной типовой зоны, а затем по ним с учетом структурной связи типовых зон следует рассчитать общую функцию распределения времени пребывания частиц в циркуляционном контуре каждого варианта смесителя при различных скоростях вращения рабочих органов (шнеков, мешалки, конуса и т. п.).

4. Рассчитать для всех функций распределения времени пребывания частиц их дисперсии.

5. Составить для каждого варианта смесителя его математическую модель, определив число проточных ячеек и способ их соединения в цепочку.

6. Определить в каждой математической модели по формуле (118) объемы ячеек v_i и по формуле (128) величину интервала разбиения Δt , приняв $P_{ii}=0,99$.

7. С учетом возможных соотношений между перемешиваемыми в проектируемом смесителе компонентами составить для каждой математической модели вектор начального состояния $\pi(0)$.

8. Составить для каждой математической модели матрицу переходов.

9. Для каждой математической модели составить программу расчетов координат вектора состояния $\pi(n)$ на той или иной ЦВМ.

10. Определить на ЦВМ для каждой математической модели значение n_k , приняв $V_{\varepsilon}^*=0,5\%$. Для цепочки ячеек, последовательно соединенных друг с другом потоком материала, величина n_k может быть принята из ряда, приведенного выше.

11. С учетом числа скачков n_k и принятого интервала разбиения Δt определить время окончания процесса смешения в математической модели t_k .

12. С учетом t_k и времени, необходимого для загрузки и разгрузки, определить часовую производительность каждого варианта смесителя при различных режимах работы их рабочих органов.

13. Рассчитать по соответствующим формулам энергозатраты при различных скоростях вращения рабочих органов в каждом из вариантов смесителя, необходимые для завершения процесса смешения, т. е. достижения t_k .

14. По эскизным проектам оценить металлоемкость и затраты на изготовление каждого из вариантов смесителя.

15. Рассчитать критерий оптимальности (годовые приведенные затраты или форму прибыли) для всех вариантов смесителя и режимов работы его рабочих органов.

16. Принять к разработке вариант смесителя с соответствующим режимом работы его рабочего органа, для которого критерий оптимальности имеет с экономической точки зрения наилучшее значение.

КОНСТРУКЦИИ СМЕСИТЕЛЕЙ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

ОБЩАЯ КЛАССИФИКАЦИЯ СМЕСИТЕЛЕЙ

Смесители сыпучих материалов можно классифицировать по одному из следующих признаков: по способу их установки (передвижные, стационарные); по характеру протекающего в них процесса смешения (периодического действия, непрерывного действия); по скорости вращения перемешивающего органа (тихоходные, скоростные); по механизму процесса смешения (конвективного смешения, диффузионного смешения, конвективно-диффузионного смешения); по способу воздействия на смесь (гравитационные, центробежные, продуваемые); по виду потока частиц (циркуляционные, с хаотическим перемешиванием частиц); по конструктивному признаку (с вращающимся корпусом, со стационарным корпусом и вращающимся перемешивающим органом, с вертикальным валом, с горизонтальным валом, червячные, лопастные и т. п.); по способу разгрузки (с ручной разгрузкой, с механизированной разгрузкой); по способу управления (с ручным управлением, с автоматическим управлением).

На практике каждый из этих признаков может быть использован для классификации смесителей. Причем в качестве основного признака может быть принят тот, который для данных конкретных условий эксплуатации, расчета, моделирования, конструирования является наиболее важным. По этой причине один и тот же смеситель может быть причислен к различным группам в зависимости от определяющего классификацию признака.

БАРАБАНЫЕ СМЕСИТЕЛИ

Барабанные смесители с вращающимся корпусом относятся к наиболее распространенным в настоящее время машинам, применяемым для смешения сыпучих материалов. Различаются они формой корпуса и его расположением по отношению к оси вращения. В промышленности используются следующие типы барабанных смесителей: цилиндрический горизонтальный с осью вращения, совпадающей с осью цилиндра (рис. 30, а); цилиндрический вертикальный с осью вращения, перпендикулярной к оси цилиндра (рис. 30, б); биконический горизонтальный с осью вращения, совпадающей с осью корпуса (рис. 30, в); биконический вертикальный с осью вращения, перпендикулярной к оси корпуса (рис. 30, г); граненый горизонтальный с осью вращения, совпадающей с осью корпуса (рис. 30, д); бицилиндрический, иногда называемый V-образным (рис. 30, е); кубический (рис. 30, ж); тетраэдрический (рис. 30, з); цилиндрический с

осью вращения, наклоненной к оси корпуса, так называемая «пьяная бочка» (рис. 30, и).

Среди перечисленных типов барабанных смесителей наиболее исследованным является горизонтальный цилиндрический. Именно на этом типе смесителя были экспериментально проверены большинство теорий смешения сыпучих материалов.

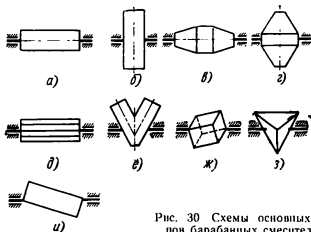


Рис. 30 Схемы основных типов барабанных смесителей

Барабанные смесители относятся к тихоходным машинам, так как окружная скорость вращения их корпуса невелика и составляет 0,17—1 м/с. Рабочая скорость вращения, обеспечивающая оптимальное качество смеси, зависит в основном от типа смесителя и физико-механических свойств перемешиваемых компонентов. Устанавливается она экспериментально. Т. Яно (Япония) предлагает находить оптимальную рабочую скорость вращения по эмпирической формуле

$$n_{\text{опт}} = (1500 \div 2000) \sqrt{d_u / R_{\text{max}}} \text{ об/мин}, \quad (132)$$

где d_u — среднеарифметический диаметр частиц смешиваемых компонентов; R_{max} — максимальный радиус вращения корпуса смесителя.

В зависимости от заполнения корпуса горизонтального цилиндрического смесителя при рабочих скоростях его вращения можно наблюдать три режима движения сыпучей массы: 1) колебательный режим (материал при этом режиме поднимается вместе со стенкой корпуса на некоторую высоту, а затем соскальзывает по ней вниз); наблюдается он при степени заполнения барабана, равной 0,03; 2) режим проскальзывания (материал при этом режиме остается неподвижным, полностью проскальзывая по стенкам корпуса и наклоняя свою свободную поверхность на некоторый угол к горизонту); наблюдается он при степени заполнения 0,03—0,1; 3) режим циркуляционный

(материал при этом режиме интенсивно циркулирует в поперечном сечении слоя, поднимаясь на некоторый угол вместе со стенками корпуса, а затем обрушиваясь вниз по наклонной поверхности слоя); этот режим наблюдается при степени заполнения в пределах 0,1—0,8.

Промышленные смесители с цилиндрическим горизонтальным корпусом работают в третьем режиме: оптимальная степень их заполнения равна 0,3—0,7.

Процесс смешения частиц в плоскости сегмента, образованного нормальным сечением слоя материала, происходит в основном на поверхности ската. На скате частицы движутся с различной скоростью, проходят различные расстояния до момента погружения их в слой, где они перемещаются почти без перераспределения по круговым орбитам, параллельно стенкам, в результате чего интенсивно перемешиваются частицы в плоскости сегмента. Примерно через 10 оборотов цилиндрического корпуса в сегменте можно наблюдать достаточно однородное распределение частиц.

В цилиндрическом смесителе с горизонтальной осью нет сил, которые заставили бы перемещаться частицы вдоль оси барабана, хотя медленное продольное перемешивание частиц в нем существует. Объяснить это можно следующим образом. Каждая скользящая по скату частица за счет случайных столкновений с другими частицами может отклониться от прямого пути, лежащего в плоскости сегмента, в ту или иную сторону. Процесс подобных осевых перемещений частиц развивается медленно. Внешне он схож с процессом диффузии в жидкостях и газах. По этой причине большинство исследователей для описания процесса смешения в цилиндрическом горизонтальном смесителе используют диффузионный закон Фика.

Наиболее показательна в этом отношении работа, выполненная Р. Хоггом и Т. Цаном [38]. За исходное уравнение, описывающее процесс смешения в горизонтальном цилиндрическом смесителе, они приняли по аналогии с законом Фика следующее выражение:

$$\frac{\partial^2 c(x, n)}{\partial x^2} = \frac{1}{\bar{D}} \cdot \frac{\partial c}{\partial n}, \quad (133)$$

где $c(x, n)$ — относительная концентрация ключевого компонента в смеси через n оборотов барабана на расстоянии x см от первоначальной поверхности раздела компонентов; $\bar{D}$ — коэффициент кажущейся диффузии в см²/об.

Решая это уравнение и производя соответствующие преобразования и упрощения, авторы получили следующую формулу для расчета процесса смешения во всем смесителе:

для небольшого числа n

$$M(n) = \frac{4}{L} \sqrt{\frac{2\bar{D}n}{\pi}}; \quad (134)$$

для больших величин n

$$\log [1 - M(n)] = \log \frac{8}{\pi^2} - \frac{2\pi^2 \bar{D} n}{2 \cdot 303 \cdot L^2}, \quad (135)$$

где L — длина барабана; $M(n)$ — степень смешения по Лейси (см. табл. 2), наблюдаемая в смеси к моменту окончания n оборотов барабана.

Величина коэффициента кажущейся диффузии зависит от физико-механических свойств смеси, степени заполнения смесителя и его размеров. Р. Хогг и Т. Цан нашли, что при коэффициенте заполнения $\varphi_3 = 0,6$ и диаметре смесителя, равном

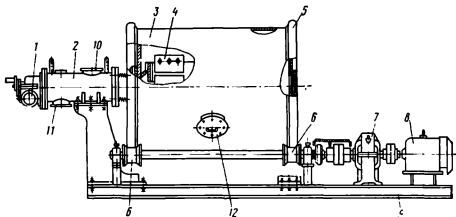


Рис. 31. Смесовой барабан типа СБН-3-В:

1 — привод загрузочно-разгрузочного шнека, 2 — загрузочно-разгрузочный шнек; 3 — корпус смесителя (барабан); 4 — наклонные лопатки; 5 — бандаж; 6 — опорные ролики; 7 — редуктор; 8 — электродвигатель привода роликов; 9 — станина; 10, 11 — штуцера для загрузки материала; 12 — люк для осмотра и чистки корпуса

101,6 мм, величина коэффициента кажущейся диффузии для стеклянных шариков ($d_4 = 90$ мкм) $\bar{D} = 7,42 \cdot 10^{-3}$ см²/об.

Для увеличения продольных перемещений частиц в цилиндрических смесителях с горизонтальной осью внутри их корпуса монтируют специальные устройства. Например, в смесевых барабанах, выпускаемых заводом «Прогресс» (рис. 31), на внутренней стенке цилиндрического корпуса закреплены с этой целью спирали и наклонные лопатки. Витки спирали при вращении корпуса перемещают материал в одну сторону, а наклонные лопатки перебрасывают его в другую сторону. Это обеспечивает более быстрое смешение всего материала, загруженного в смеситель.

В некоторых конструкциях барабанных смесителей с горизонтальной осью процесс смешения интенсифицируется с помощью различного рода вращающихся устройств, так как качество смешения в смесевых барабанах с неподвижными элементами на внутренней поверхности корпуса неудовлетвори-

тельное ($V_c = 10 \div 15\%$). Например, известны смесители, внутри цилиндрического корпуса которых установлен в зоне обрушения сыпучего материала быстровращающийся вал с лопастями или шпек. Торцовые стенки барабана в этом случае приходится делать неподвижными, что вызывает необходимость установки подвижного уплотнения между вращающимся барабаном и боковыми стенками.

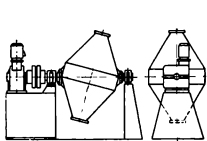


Рис. 32. Схема установки смесителя со двоянным биконическим корпусом

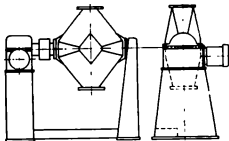


Рис. 33. Схема установки смесителя со двоянным бицилиндрическим корпусом

В смесевых барабанах с биконическим (рис. 32), бицилиндрическим (рис. 33), кубическим, тетраэдрическим и наклонным корпусом осевые перемещения частиц осуществляются за счет скольжения материала по наклонным поверхностям их корпуса. В них даже без специальных внутренних устройств возможно удовлетворительное смешение компонентов во всем объеме корпуса. Материал частиц перераспределяется в таких смесителях в основном за счет среза слоев, их перетасовки, поэтому для них нельзя использовать диффузионную модель процесса смешения. Большинство исследователей используют в этом случае уравнения типа

$$V_c = V'_c e^{-\Phi t} \%, \quad (136)$$

где V_c — коэффициент неоднородности смеси к моменту времени смешения t ; V'_c — величина отрезка на оси V_c , отсекаемого прямой касательной к кривой смешения II участка (см. рис. 26); Φ — коэффициент скорости смешения, величина которого зависит от конструкции смесителя, скорости вращения его корпуса и физико-механических свойств смеси.

Т. Яно установил экспериментально, что независимо от формы и размера смесителя, свойств перемешиваемых компонентов зависимость Φ от скорости вращения имеет один и тот же характер: с увеличением n показатель Φ сначала увеличивается, а затем при некоторой скорости вращения уменьшается. Уменьшается величина Φ и при увеличении коэффициента загрузки корпуса. Исключение составляет смеситель с цилиндрическим горизонтальным корпусом, у которого показатель Φ сначала

увеличивается при росте коэффициента загрузки, а затем снижается. Максимум значения Φ приходится у них на величину $\varphi_3 = 30^\circ$.

Во ВНИИПТХИММаше были проведены сравнительные испытания барабанных смесителей различных типов емкостью 16 л при перемешивании в них смеси поваренной соли (фракции $-0,5 + 0$) — кальцинированной соды (фракции $-0,25 + 0$), взятых в соотношении 9:1. Результаты этих испытаний приведены в табл. 4. Анализируя данные табл. 4, можно сделать заклю-

Таблица 4

Значения коэффициента неоднородности смеси, достигаемые в барабанных смесителях различного типа

Время смешения в мин	Значения I'_c в %									
	для типов смесителя по рис. 30									
	а	б	в	г	д	е	ж	з	и	
5	15	6	13,29	6,87	6,67	4,1	5,9	2,2	8,84	
30	8	5,94	5,63	4,95	6,26	4,22	3,92	2,68	6,31	

чение, что наиболее эффективными среди барабанных смесителей являются тетраэдрический и бичесилиндрический (V-образный). Этот вывод подтверждают и другие исследования.

Мощность, затрачиваемая на перемешивание сыпучих материалов в барабанных смесителях, зависит от формы и геометрических размеров корпуса, скорости его вращения и степени заполнения материалом, физико-механических свойств перемешиваемой смеси. Она может быть подсчитана по формулам:

для цилиндрического горизонтального барабана (см. рис. 30, а)

$$N_a = \frac{G}{102} R_0 \omega \sin \varphi \text{ кВт}; \quad (137)$$

для цилиндрического барабана (см. рис. 30, в), заполненного материалом наполовину,

$$N_{a.к} = \frac{l}{165,5} \rho_k \omega \sin \varphi [l_k (R^2 + r^2) (R + r) + 2R^3 l_u] \text{ кВт}; \quad (138)$$

для цилиндрического наклонного барабана (см. рис. 30, и)

$$N_{a.н} = \frac{G}{102} R'_0 \omega \sin \psi \text{ кВт}; \quad (139)$$

для тетраэдрического барабана (см. рис. 30, з)

$$N_z = \frac{a^4 \rho_u \omega \sin \varphi}{6000} \text{ кВт}, \quad (140)$$

где G — масса материала в барабане в кг; ω — угловая скорость вращения барабана в рад/с; R_0 — радиус центра массы материала в сегменте в м; φ — угол естественного откоса перемешиваемого материала в град.; ρ_n — насыпная плотность перемешиваемого материала в кг/м³; $l_{ц}$ и $l_{к}$ — длина цилиндрической и конической частей барабана в м; R — внутренний радиус цилиндрической части барабана в м; r — внутренний наименьший радиус конической части барабана, в м; R'_0 — расстояние центра тяжести массы в продольном сечении барабана от оси вращения в м; ψ — угол, образованный в рассматриваемый момент времени радиусом R'_0 с вертикалью, в град. (величины R'_0 и ψ при вращении барабана меняют свои значения, максимальные их значения имеют место, когда уровень материала совпадает с горизонтальной осью); a — сторона тетраэдра в м.

Смесительные барабаны, за исключением цилиндрического горизонтального, устанавливают только на цапфы, в которые монтируют либо подшипники качения, либо скольжения. Цилиндрические горизонтальные барабаны можно установить, кроме того, и на опорные ролики. В последнем случае на его корпус жестко закрепляют два бандажа, которые опираются на опорные ролики. Один из бандажей имеет внутреннее зубчатое зацепление, которое сцепляется с зубчаткой, насаженной на приводной вал. Последний через редуктор связан с электродвигателем.

Корпусы барабанных смесителей сваривают из листовой стали с хорошими показателями по износостойкости. Конкретную марку стали выбирают с учетом коррозионных свойств перемешиваемой массы и наличия защитного внутреннего слоя. Толщину стенок корпуса назначают с учетом размеров смесителя, ее можно принять по нормам для вращающихся цементных печей. Внутренняя поверхность корпуса может быть необработанной, шлифованной, полированной, эмалированной. В некоторых конструкциях барабанных смесителей корпус имеет рубашку для нагрева или охлаждения перемешиваемой массы.

Корпус барабанного смесителя может быть изготовлен практически на любую емкость. (Самый большой из известных барабанных смесителей построен в США. Это двухконусный смеситель общей емкостью 147 м³ и мощностью привода около 400 кВт. Диаметр его корпуса равен 7,9 м. Смеситель предназначен для одновременного перемешивания 90,6 т полиэтилена). Однако следует учитывать, что изготовление барабанных смесителей емкостью больше 5 м³ экономически нецелесообразно.

Техническая характеристика некоторых типов смесевых барабанов дана в табл. 5.

К преимуществам барабанных смесителей можно отнести: простоту устройства, возможность смешения компонентов без истирания и разрушения формы зерна, перемешивания абразив-

Таблица 5

Техническая характеристика смесевых барабанов, выпускаемых заводами химического и нефтяного машиностроения

Характеристика	Тип смесителей				
	СБН-20-В	СБУ-3-В	СБН-3-В	СБУ-1,5-В	СБН-1,5-В
Одноразовая загрузка в т. . .	20	3	3	1,5	1,5
Диаметр барабана в мм . . .	2 600	2 000	2 000	1 400	1 400
Скорость вращения в об/мин:					
барабана	8	7	7	7,5	7,5
загрузочно-разгрузочного					
шнека	54,6	54,6	57,7	36,5	36,5
Мощность привода в кВт:					
барабана	20	8	8	5,5	5,5
шнека	1	1	1	1,7	1,7
Масса смесителя в кг . . .	11 910	5 080	5 080	2 500	2 853
Габариты в мм:					
длина	7 321	5 692	5 692	4 640	4 722
ширина	2 720	2 100	2 100	1 480	1 480
высота	3 205	2 580	2 580	1 867	1 886
Предназначен для среды . .	Корро- зионной	Ней- тральной	Корро- зионной	Ней- тральной	Корро- зионной

ных компонентов, а к недостаткам: плохое качество смешения, длительный цикл смешения, исчисляемый часами, большие энергетические затраты на единицу готовой смеси.

ЧЕРВЯЧНО-ЛОПАСТНЫЕ СМЕСИТЕЛИ

Червячно-лопастные смесители относятся к универсальным смесительным машинам. В них можно смешивать как увлажненные материалы и пасты, так и сухие сыпучие материалы. Изготавливаются они с одним или в большинстве случаев с двумя валами, на которых смонтированы смесительные элементы.

НПХИХИММашем разработаны двухвалковые горизонтальные смесители общего назначения (нормаль ОН12-42-62), в которых компоненты смешиваются двумя горизонтальными валами, вращающимися навстречу друг другу с различными числами оборотов. Днище корыта образовано двумя полуцилиндрами, внутренняя их поверхность может быть футерована различными материалами (II исполнение) или быть полированной (I исполнение). Корыта (корпусы) этих смесителей изготавливают с учетом того, будет ли смеситель работать при атмосферном давлении, под вакуумом до 150 мм рт. ст. или под избыточным давлением до 1 кгс/см². Корыта могут иметь рубашку для нагрева или охлаждения смешиваемой массы.

Материал уплотнительной прокладки крышки и сальниковой набивки уплотнения рабочих валков выбирают с учетом свойств смешиваемых масс и технологических условий ведения процесса.

При разгрузке готовой смеси корыто опрокидывается вокруг оси одного вала. В смесителях с небольшой рабочей емкостью (до 50 л) открывают крышку и опрокидывают корыто вручную, а в крупных смесителях (рабочей емкостью от 100 л и выше) — с помощью гидроцилиндров.

В зависимости от свойств смешиваемой массы смесители комплектуются валами той или иной конфигурации (рис. 34):

Z-образными валами (типа А), которые могут быть использованы в самых разнообразных условиях процесса смешения; четырехкрыльчатыми валами (тип Б), предназначенными для перемешивания влажных и пастообразных масс; многокрыльчатыми валами с Т-образными лопастями (тип В), применяемыми для смешения сухих и увлажненных сыпучих материалов.

На рис. 35 показана компоновка этих смесителей в зависимости от рабочей емкости корыта, под которой понимают объем корыта, ограниченный в верхней части условной плоскостью, лежащей выше кромок рабочих валков в верхнем их положении, на величину, равную 0,1 их диаметра. В табл. 6 приведены основные технические данные червячно-лопастных смесителей НИИХИММАШа, изготавливаемых отечественной промышленностью. Подобные смесители выпускаются во многих странах. Наиболее известны среди них смесители фирм Верниер-Пфлейдерер (ФРГ) и Марнон-Твин (США).

Для интенсификации процесса смешения и улучшения условий разгрузки смесителя НИИХИММАШем предлагается устанавливать в месте сопряжения двух полуцилиндров корыта, т. е. на месте гребня днища, реверсивный шнек.

Двухлопастной смеситель с реверсивным шнеком типа СРШ состоит (рис. 36) из следующих узлов: камеры смешения 1 с крышкой 2, двух валков 3 специальной формы, реверсивного шнека 4, привода 5 валков, привода 6 шнека и станины 7. Торцовые стенки камеры смешения 1 — съемные, на их наружной стороне закрепляются корпуса сальниковых уплотнений валков

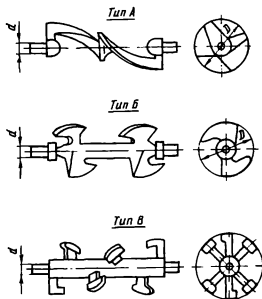


Рис. 34. Конструкция валков в двухвалковых смесителях НИИХИММАШа

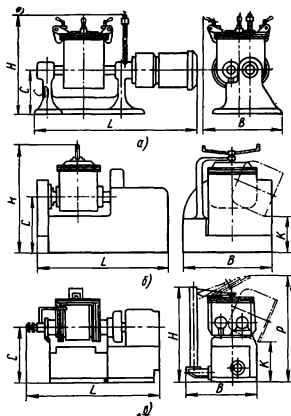


Рис. 35. Схемы компоновки двухвалковых смесителей НИИХИММАШа

а — с рабочей емкостью 1,5 и 10 л (опрокидывание корыта и открывание крышки ручное), б — с рабочей емкостью 25 и 50 л (опрокидывание корыта и открывание крышки механическое), в — с рабочей емкостью 100, 200, 400 и 800 л (опрокидывание корыта и открывание крышки гидравлическое)

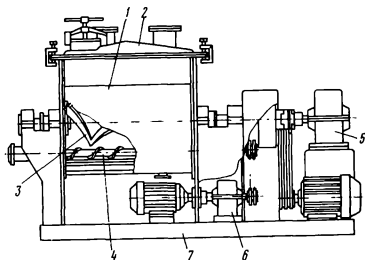


Рис. 36. Двухлопастной смеситель с реверсивным шнеком типа СРШ

Таблица 9

Техническая характеристика двухвалых смесителей с опрессовывающимся корытом и плужкового смесителя, выпускаемых заводами химического и нефтяного машиностроения

Тип смесителя	Рабочая емкость в м³	Скорость вала в об/мин		Площадь в м²	Среда	Мощность привода в кВт	Рабочее давление в МПа		Масса в т	Габариты в мм		
		переднего	заднего				в корыте	в рубашке		Длина L	Ширина B	Высота H
СМ-10 п/п	0,01	64,2	37,8	0,15	Коррозионная	1,1/1,5	0,1	0,6	0,4	0,915	0,618	0,92
СМ-25 п/п	0,025	46	30,7	0,27	»	3	0,07	0,6	0,724	1,2	1,1	1,19
СМ-50 п/п	0,05	42	28	0,51	»	4	0,07	0,6	1,316	1,42	1,16	1,33
СМУ-50 п/п	0,05	42	28	0,51	Нейтральная	4	0,07	0,6	1,316	1,42	1,16	1,33
СГУ-100	0,1	32,8	19,7	0,86	»	5,5	Налив	0,6	2,37	2,09	1,42	1,34
СТК-100	0,1	32,8	19,7	0,86	Коррозионная	5,5	»	0,6	2,37	2,09	1,42	1,34
СМ-100 ЭМ	0,1	15	27	—	Нейтральная	10,0	»	—	2,98	2,89	1,56	2,08
СТК-200	0,2	33	20	1,1	Коррозионная	7,5	»	0,6	2,59	2,09	1,48	1,43
СГУ-200	0,2	33	20	1,1	Нейтральная	7,5	»	0,6	2,6	2,09	1,42	1,43
СТК-400	0,4	31,4	18,8	3,3	Коррозионная	22	»	0,6	5,31	3,45	1,82	1,84
СГУ-400	0,4	31,4	18,8	3,3	Коррозионная	22	»	0,6	5,81	3,45	1,82	1,84
СМ-400 ЭМ	0,4	31,6	17,5	—	Нейтральная	30	»	—	7,03	4,1	1,54	1,78
СМ-400 ТТ	0,4	30,2	16	2,6	»	40	»	0,6	4,34	4,21	2,1	2,1
СМ-800 п/п	0,4	24,5	12,7	3,7	»	40	»	0,6	12,09	3,83	1,7	2,03
СРШ-400	0,4	29,5	16,2	1,4	Коррозионная	25	»	1,7	5,18	2,99	1,97	1,85
		39,5	21,7									
СРШ-800	0,8	Шнека 36	42,5	2,7	»	40	»	1,7	7,72	3,85	2,33	2,12
СПК-500	0,5	Шнека 39 Плужков: 60; 85; 110	39 головки: 2880	—	»	38	»	—	5,21	3,52	1,96	1,8

и шнека, подшипниковые узлы, а на передней стенке, кроме того, и выгрузной патрубок шнека. Боковая поверхность камеры может быть снабжена рубашкой для нагрева или охлаждения перемешиваемой массы или быть без рубашки.

Валки 3 могут иметь одну из форм, показанных на рис. 34. Вращаются они навстречу один другому с различной скоростью. Траектории движения наружных частей лопастей валков пересекающиеся. Реверсивный шнек расположен в корпусе под

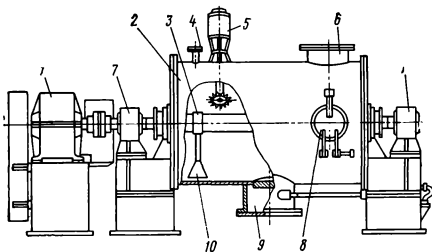


Рис. 37. Плужковый смеситель типа СПЖ-500

лопастями валков. В зависимости от направления его вращения он может либо интенсифицировать процесс, либо разгружать готовую смесь. При необходимости смесь можно выгружать фрезерообразующим наконечником, установленный на выходе разгрузочного патрубка. Валки смесителя приводятся от электродвигателя необходимой мощности через редуктор, цепную или клиноременную передачу и раздвонтель, состоящий из пары шестерен. Смесители различных емкостей имеют свои особенности в конструкции привода валков. Привод реверсивного шнека состоит из электродвигателя, редуктора и цепной передачи.

НИИХИММАШем разработан ряд смесителей типа СРШ на рабочую емкость корыта 5, 25, 50, 100, 200, 400, 800 л, изготовляемых заводом химического машиностроения «Красный Октябрь». Основная техническая характеристика смесителей типа СРШ приведена в табл. 6.

Производительность реверсивного шнека во время разгрузки можно определить по формуле

$$Q = V_{\text{ср}} \frac{\omega \cdot 30}{\pi} i \varphi_3 \text{ м}^3/\text{мин}, \quad (141)$$

где ω — угловая скорость вращения шнека в рад/с; i — число заходов червяка ($i=1$); φ_3 — коэффициент заполнения между витками шнека ($\varphi_3=0,3\div 0,5$); V_{cp} — объем пространства между двумя витками оппозитного шнека в м³;

$$V_{cp} = \frac{\pi}{4} (D_{ш}^2 - d_{ш}^2) (t - \delta). \quad (142)$$

Здесь $D_{ш}$ — наружный диаметр витков шнека; $d_{ш}$ — диаметр вала шнека; t — шаг шнека; δ — средняя толщина витков шнека (все величины даны в м).

Для приготовления композиций из сыпучих материалов с добавками небольших количеств жидкости, а также материалов с большой липкостью нашли применение в промышленности так называемые плужковые смесители, относящиеся к одновалковым червячно-лопастным смесителям. Перемешивающий орган этих смесителей выполнен в виде горизонтального вала 3, пропущенного вдоль оси цилиндрического корпуса, на котором смонтированы плугообразные лопасти 10 (рис. 37), смещенные относительно друг друга на 90—180°. Зазор между плужком и внутренней стенкой корпуса 2 смесителя составляет 1—2 мм. В верхней части корпуса вварен загрузочный патрубок 6, рядом с которым имеется штуцер 4 для ввода жидких компонентов. Материал выгружают из смесителя через патрубок 9, вваренный в середине нижней части корпуса. Для осмотра и чистки смесителя на корпусе имеются два боковых люка 8.

При вращении вала смешиваемые компоненты приводятся лемехами плужков в движение от стенок корпуса к его оси по сложной траектории. Частицы, движущиеся от одного лемеха, попадают под действие другого, меняя при этом траекторию движения. За счет этого происходит интенсивное перераспределение частиц смешиваемой массы.

Для разрушения агломератов комкующихся материалов в боковой части корпуса установлены две ножевые головки, вращающиеся непосредственно от электродвигателей 5, устанавливаемых на противоположной по отношению к люкам 8 стороне корпуса смесителя.

Вал с плужками приводится от электродвигателя 1 через понижающий редуктор. Приводной вал смонтирован на подшипниках качения, корпусы 7 которых имеют пыленепроницаемые уплотнения. Техническая характеристика плужкового смесителя типа СПЖ-500, выпускаемого заводом «Красный Октябрь», приведена в табл. 6.

Большое распространение в зарубежной промышленности получили плужковые смесители, выпускаемые фирмой Ледиге (ФРГ) и Ледиге-Мортон (Шотландия). В некоторых конструкциях этих смесителей корпус имеет рубашку для обогрева или охлаждения перемешиваемой смеси. Обогреваемый смеситель иногда снабжают одной или несколькими фрезами, имею-

щими независимый привод. Фреза представляет собой вогнутый диск с режущими планками на периферии. Вращается она с большой скоростью (до 3800 об/мин) и устанавливается под некоторым углом к оси плужкового вала в нижней части корпуса.

К одновалковым червячно-лопастным смесителям можно отнести и ленточные смесители, у которых смесительный элемент выполнен в виде одной или нескольких винтообразных лент, закрепленных с помощью штырей на горизонтальном валу.

Ленточные смесители обычной конструкции выполняют с корытообразным корпусом и плоскими торцовыми стенками. По оси полуцилиндра корпуса через боковые стенки проходит приводной вал, на котором смонтированы по винтовой линии стержни с укрепленными на их вершинах плоскими лентами, изогнутыми по винтовым линиям с правым и левым заходом. Корпус сверху закрыт плоской крышкой. Ленточный смеситель загружают через штуцера в верхней крышке, а разгружают через штуцер в днище корыта. Если емкость ленточного смесителя большая, то смесительный элемент выполняют из четырех лент. Две наружные ленты перемещают материал к центру корпуса смесителя, а две другие внутренние возвращают его к торцам корпуса. Высота прямоугольной части корпуса на 50—70 мм больше радиуса полуцилиндра. Скорость вращения приводного вала принимается с таким расчетом, чтобы окружная скорость наружной ленты была равной 1,2 м/с.

Частицы сыпучего материала перераспределяются в ленточном смесителе вследствие противоположного перемещения материала под действием лент. Частицы, поднимаемые лентами с одного места, внедряются в массу в другом месте. Однако способность винтовых лент транспортировать материал в осевом направлении крайне ограничена. Вследствие этого удовлетворительное качество смешения в ленточных смесителях достигается за сравнительно длительное время (1—2 ч).

При смешении увлажненных или уплотняющих материалов на лентах жестко прикрепляют стержни, разрыхляющие перемешиваемую массу. Для лучшей очистки корпуса зазор между наружными кромками лент и внутренней поверхностью корпуса устанавливают в пределах 1—2 мм.

Интересное конструктивное оформление ленточного смесителя предложено фирмой Спангерберг (ФРГ). В отличие от обычных ленточных смесителей в нем смесительный элемент можно выдвигать вместе с одной из торцовых стенок из цилиндрического корпуса (рис. 38). Это значительно облегчает чистку и осмотр смесителя.

Большинство типов ленточных смесителей снабжены рубашками для обогрева или охлаждения перемешиваемой массы и штуцерами для вакуумного отсоса, что позволяет вести в них

одновременно подсушку и перемешивание увлажненных материалов.

Потребляемая ленточными смесителями мощность зависит от большого числа факторов, а самое главное — от конструкции мешалки, имеющей множество модификаций. По этой причине

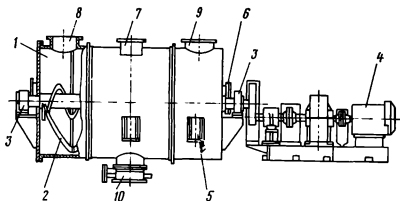


Рис. 38. Смеситель ленточный горизонтальный типа СЛН-10.

1 — корпус смесителя; 2 — ленточная мешалка; 3 — опорные подшипники, 4 — привод смесителя; 5 — опорные лапы; 6 — люк для осмотра; 7 — штуцер для вентиляции; 8, 9 — штуцера для загрузки материала, 10 — штуцер для выгрузки материала

единых методов ее расчета еще нет. Для ориентировочного выбора мощности можно воспользоваться данными табл. 7.

Общими недостатками червячно-лопастных смесителей являются: значительный расход энергии на единицу объема готовой смеси, большой износ лопастей валков, большое количество сальниковых уплотнений, трудность чистки, сравнительно малый полезный объем. По этим причинам они не могут быть рекомендованы для смешения сухих сыпучих материалов. Их область использования — смешение влажных материалов, паст и материалов с коротковолокнистыми компонентами.

БЕГУНКОВЫЕ СМЕСИТЕЛИ

В случаях, когда увлажненная гомогенная смесь сыпучих материалов должна иметь максимальную плотность укладки составляющих ее частиц, используют так называемые бегунковые смесители. Особенно большое распространение они получили в промышленности огнеупорных материалов и в крупных литейных цехах, где они используются для приготовления формовочных и стержневых смесей.

Бегунковые смесители состоят из следующих основных частей: цилиндрической чаши, перемешивающего органа, привода и станины.

Техническая характеристика некоторых типов однональных ленточных смесителей

Характеристика	Смесители Бердичевского завода химического машиностроения		Смесители фирмы Draiswerke GmbH (ГДР)									
	СЛН-10, СЛН-10	СЛН-3, СЛН-3	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9	S10
Рабочая емкость в м³	10	3	0,15	0,25	0,45	0,7	1,0	1,5	2,5	4,5	6	10
Число лент на валу . . .	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Скорость мешалки в об/мин	16	30	230	230	180	180	180	180	180	180	230	230
Мощность привода в кВт	40	15	3,7	3,7	6	6	9	9	14,5	20	25	33
Масса смесителя в т . .	8,5	3,15	0,34	0,42	0,7	0,9	1,3	1,8	3,2	5,5	6	7,2
Габариты в м:												
длина	6,92	3,97	1,55	2,0	2,1	2,7	2,7	3,5	3,3	5,2	5,2	6,0
ширина	2,7	1,6	0,64	0,64	0,82	0,82	1,0	1,0	1,44	1,5	1,5	2,2
высота	2,58	2,65	1,08	1,08	1,76	1,76	1,96	1,96	2,38	2,4	1,82	3,8

Примечание. Ленточные смесители типа СЛН предназначены для работы с неагрессивными продуктами, а СЛУ — с агрессивными. Смесители типа S изготавливаются по требованию заказчика из любых конструкционных материалов.

В цилиндрической чаше происходит процесс периодического смешения. Часто внутренние боковые ее стенки выкладывают резиной, а днище, подверженное большим истирающим усилиям, — бронированными листами. Чаша имеет плоскую крышку со штуцерами для загрузки смесителя компонентами и жидкими добавками. В днище чаши имеются один или два люка, прикрываемые специальными затворами, для разгрузки смесителя. В большинстве конструкций этих смесителей чаша закреплена на станине жестко, и лишь в некоторых конструкциях она вращается от специального привода.

Перемешивающий орган состоит из цилиндрических катков и плужковых отвалов. Катки (один или два) через подвижные рычаги закреплены на траверсе (крестовине), которая насажена на консольный вал, пропущенный через днище чаши. Плужковые отвалы тоже закреплены на траверсе. Они предназначены для перемещения перемешиваемой массы внутри чаши. Катки служат для уплотнения и перетира смеси. Создаваемое ими удельное давление на сыпучий материал, попавший под них, должно быть большим: 0,8—1,8 Мн/м². Часто наружную поверхность катков футеруют резиной.

В зависимости от того, каким способом достигается подобное удельное давление, смесители бывают с тяжелыми катками,

с рессорным прижатием катков и с центробежными бегунами. В смесителях с тяжелыми катками необходимо удельное давление на смесь создается массой самих катков, из-за чего приходится их изготовлять весом 400—3000 кг. В смесителях с рессорным прижатием катков необходимо удельное давление на смесь достигается собственным весом катков и упругой силой рессор. В смесителях с центробежными бегунами катки имеют небольшой вес, но они создают необходимое удельное давление за счет развиваемой в них при вращении центробежной силы инерции.

В смесителях первых двух типов может вращаться либо перемешивающий орган, либо чаша, а в некоторых конструкциях (с противоточными бегунами) и то, и другое. В смесителях с центробежными бегунами перемешивающий орган обязательно должен вращаться. В некоторых конструкциях центробежных бегунковых смесителей, например в модели 115, катки обкатываются по боковой поверхности чаши, для чего их закрепляют на траверсе горизонтально.

В зависимости от количества вращающихся перемешивающих органов, устанавливаемых в чаше, бегунковые смесители делят на одно- и двухроторные.

Процесс смешения сыпучих материалов в бегунковых смесителях протекает быстро: 3—6 мин. Электрическая схема их привода допускает работу в пооперационном или автоматических режимах. В последнем случае последовательность операций задается аппаратом КЭП-12У по общепринятой схеме.

Таблица 8

Техническая характеристика бегунковых смесителей

Тип смесителя	Рабочий объем чаши в м³	Цикл смешения в мин	Производительность в м³/ч	Диаметр катков в см	Скорость вращения чаши в об/мин	Скорость вращения крестовины с катками в об/мин	Установочная мощность в кВт	Масса смесителя в т	Габаритные размеры в м		
									Длина	Ширина	Высота
Центробежные бегуны:											
115М	0,45	3—4	6—9	81	—	74	75	11,9	4,9	4,0	3,4
СМ-842	0,4	3—4	6—9	81	—	74	75	13,6	5,4	4,0	3,2
С тяжелыми катками:											
3М, СМ-440	0,5	6—7	4—5	89	—	20	28	4,4	2,6	1,8	5,8
С рессорным прижатием:											
СМ-568	0,7	6—7	6—7	160	19	—	40	30	5,8	4,5	3,2
Противоточные:											
СП-1000	0,8	6—7	7—8	70	8	32	33	12	4,4	3,1	3,0
Эйриха	0,5	6—7	4—5	60	7	30	15	10	3,3	2,4	2,6

Затворы выпускных люков в бегунковых смесителях открывают и закрывают либо вручную, либо с помощью пневмоцилиндров.

Техническая характеристика бегунковых смесителей, используемых в промышленности, приводится в табл. 8. Наибольшее распространение имеют смесители с центробежными бегунами типа 115М (рис. 39).

Стальная чаша 1 смесителя имеет внутренний диаметр 1925 мм (в модернизированном варианте 2400 мм), ее боковые

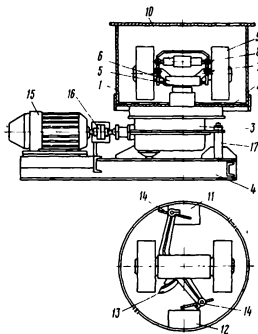


Рис. 39. Конструкция центробежных бегунов типа 115М

стенки выложены резиновой, а на нижнюю рабочую поверхность наложена броневая плита 2. В днище чаши имеются два люка 11 и 12 для разгрузки готовой смеси. Затворы люков раздвигаются и сдвигаются с помощью двух пневмоцилиндров. В крышке чаши имеется отверстие для соединения с мерным загрузочным бункером. Перемешивающий орган смесителя состоит из траверсы 6, посаженной на консольный вал 5 редуктора, катков 9, прижимного устройства 10, внутреннего 13 и наружных 14 отвалов. Катки крепятся к траверсе через рычаги 7 и 8. Пружины прижимного устройства 10 через рычаги прижимают катки

к перемешиваемой массе. Зазор между днищем и катками можно регулировать. Каждый каток вращается в двух радиально-упорных подшипниках, закрепленных в корпусе, жестко соединенном с рычагом катка.

Каждый каток при вращении траверсы совершает сложное движение: кроме вращения вокруг собственной оси он перемещается по вертикали за счет поворота рычага в серьгах траверсы. Внутренний отвал 13 крепится к траверсе сбоку через переходную планку, он может перемещаться по высоте, для чего предусмотрены вертикальные пазы в переходной планке. Наружные отвалы также крепятся к траверсе, во время монтажа и ремонтов их можно перемещать в вертикальном и горизонтальном направлениях. Внутренние отвалы поднимают массу

со дна чаши и направляют ее под каток. Наружные отвалы отгребают перемешивающий материал от стенок чаши и перемешивают его.

Привод перемешивающего органа бегункового смесителя 115М состоит из электродвигателя 15, муфты 16, редуктора 3. Привод смонтирован на сварной станине. Редуктор 3 крепится к станине 4 с помощью четырех стоек 17. Включение и выключение электродвигателя — ручное или автоматическое по сигналам от КЭП-12У.

Бегунковые смесители — энерго- и металлоемкие машины со сравнительно сложным приводом, поэтому их можно рекомендовать для смешения сухих материалов лишь в исключительных случаях, например, когда требуется плотная, без комков и избытка воздуха масса.

ЦИРКУЛЯЦИОННЫЕ СМЕСИТЕЛИ С ПСЕВДООЖИЖЕНИЕМ СЫПУЧЕГО МАТЕРИАЛА БЫСТРОВРАЩАЮЩИМСЯ РОТОРОМ

В смесителях этого типа использован принцип перевода сыпучего материала в псевдоожигненное состояние с помощью быстровращающегося ротора. В зависимости от конструкции ротора циркуляционные смесители с псевдоожигненным слоем можно разделить на лопастные, дисковые, шнековые, с вращающимся конусом.

Смесители с лопастным ротором

Псевдоожигнение сыпучего материала с помощью вращающейся в его среде лопастной мешалки зависит главным образом от скорости ее вращения, ее формы и геометрических размеров, от высоты слоя материала над лопастью и физико-механических его свойств.

Переход сыпучего материала в псевдоожигненное состояние идет через ряд промежуточных этапов, отличающихся формой поверхности слоя и характером циркуляции материала. На рис. 40 схематически показаны промежуточные состояния сыпучего материала при возрастании скорости вращения лопастной мешалки прямоугольного сечения, наклоненной к плоскости днища под углом 45° . При малых окружных скоростях вращения лопасти (окружная скорость на краю лопасти $u_0 < 1$ м/с) материал начинает уплотняться и высота H его слоя в сосуде снижается (1—1 рис. 40, а). Когда окружная скорость достигает величины $u_0 = 1 \div 2$ м/с (нижний предел относится к легким материалам типа тальк, пудра, а верхний — к тяжелым материалам типа маршалит, песок, цинковая пыль), частицы слоя начинают вибрировать, продолжается уплотнение слоя с образованием в нем трещин (рис. 40, б). При $u_0 = 2 \div 2,5$ м/с весь слой материала начинает медленно двигаться в сосуде, а отдельные частицы перемещаются по концентрическим окруж-

ностям (рис. 40, в). Дальнейшее увеличение скорости u_0 до 2,5—3,5 м/с приводит к некоторому расширению слоя, который вспучивается сначала только у вала, а затем во всем сосуде (рис. 40, г, д). При $u_0=4\div 5$ м/с в массе около вала образуется воронка, материал начинает циркулировать внутри сосуда. Нижние слои материала поднимаются около стенок, в верхней части слоя частицы направляются к оси вращения лопасти по спиральным траекториям и затем как бы сливаются

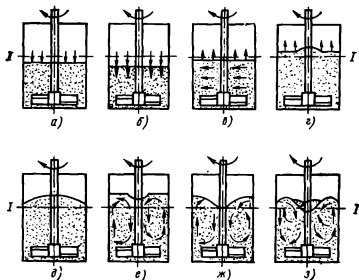


Рис. 40. Состояния сыпучего материала при воздействии на него вращающейся лопастной мениалки:

I — первоначальное положение свободного уровня засыпки материала в аппарате

в центральную воронку (рис. 40, е). Около вала частицы материала опускаются.

Таким образом, направление циркуляции материала при механическом псевдооживлении прямо противоположно тому, которое наблюдается при продувке слоя газом.

При $u_0=5\div 8$ м/с внутренняя циркуляция сыпучего материала становится очень интенсивной (рис. 40, ж). На свободной поверхности слоя появляются крупные волны, объем слоя заметно увеличивается (на 10—15%), материал переходит в псевдооживленное состояние (рис. 40, з).

Если продолжать увеличивать скорость u_0 , то «кипение» материала становится бурным и сопровождается (в случае работы на легких материалах) периодическими выбросами материала, фонтанированием из отдельных точек поверхности слоя. Подобное явление можно объяснить тем, что быстро опускаю-

шийся в центральную воронку материал подсасывает из окружающей среды воздух, который, достигнув дна сосуда, поднимается затем по слою вверх в виде крупных пузырей, увлекающих за собой частицы материала, вследствие чего при выходе пузырей из слоя и образуются фонтанчики из частиц материала.

Экспериментально установлено, что чем выше слой материала над лопастями мешалки, тем больше должно быть u_0 для псевдооживления слоя. Для каждого конкретного сыпучего материала и конструкции рабочего органа имеется своя предельная высота $H_{пр}$ слоя над лопастями, выше которой материал не переходит в псевдооживленное состояние.

При использовании в качестве рабочего органа радиальной прямоугольной лопасти с углом наклона к горизонту $\alpha = 45^\circ$ предельная высота слоя над лопастью для легких материалов (типа, каолин, красители, пудра, тальк) определяется соотношением

$$\frac{H_{пр}}{b} \approx 10, \quad (143)$$

а для сыпучих материалов со сравнительно большим насыпным весом и абразивных (типа кварцевого песка, порошкообразного шифера, маршалита, цинковой пыли)

$$\frac{H_{пр}}{b} \approx 6, \quad (144)$$

где b — высота лопасти.

Для псевдооживления слоев с высотой больше $H_{пр}$ необходима установка в слое добавочных лопастей. В этом случае лопасти работают совместно. При этом число устанавливаемых на валу радиальных лопастей в слое высотой H будет

$$n \approx \frac{H}{b(6 + 10)}. \quad (145)$$

При величинах u_0 , соответствующих началу псевдооживления $u_0 = u_{кр}$, циркуляция материала в слое протекает в основном в объеме над мешалкой (см. рис. 40, д, е). При дальнейшем увеличении u_0 (см. рис. 40, ж, з) в циркуляцию вовлекаются слои, лежащие за этим объемом. В состоянии бурного «кипения» циркуляция материала распространяется на значительно больший объем. Можно псевдооживить лопастью слой сыпучего материала диаметром, в 2 раза превышающим ее размах. Однако с точки зрения уменьшения энергозатрат более выгодно иметь лопасти с таким размахом, чтобы зазор между корпусом смесителя и краем лопасти составлял 15—50 мм.

Величина окружной скорости $u_{кр}$ края лопасти мешалки, при которой материал переходит в псевдооживленное состояние, при $H < H_{пр}$ зависит главным образом от физико-механических свойств материала. Конструкция мешалки заметного влияния на величину $u_{кр}$ не оказывает. Однако не у всех материалов

можно наблюдать стадию бурного «кипения» (см. рис. 40, з). Тяжелые, абразивные материалы (типа кварцевого песка) этой стадии не имеют, хотя внутренняя циркуляция материала у них и наблюдается.

Значения величины $\mu_{кр}$ радиальной лопастной мешалки для некоторых материалов приведены в табл. 9.

Таблица 9

Значения коэффициентов сопротивления в зависимости от физических свойств сыпучих материалов

Материал	Насыпанная масса в 1 см ³	Пористость	Влажность в %	Пределы дисперсности частиц в мкм	$C_1 \cdot 10^3$	τ_y	$C_2 \cdot 10^3$	$\mu_{кр}$ при $H/b = 16$ в м/с
Графит	0,44	0,79	1,04	0—50	4,9	2,95	4,7	5—5,5
Тальк	0,85	0,61	0,11	0—60	6,1	3,85	4,3	5—6
Каолин	0,52	0,75	1,33	0—70	8,4	2,68	4,1	5—5,5
Гипс	0,9	0,64	0,78	0—28	7,0	3,9	—	5—6
Сульфат натрия	1,3	0,52	0,97	0—250	17,8	1,42	9,2	7—8
Цемент	1,17	0,61	0,68	0—50	19	3,25	4,8	5—6
Цинковая пыль	2,16	0,69	0,8	0—250	34	3,2	4,3	6—7
Песок кварцевый	1,48	0,42	0,17	0—300	56	1,4	—	7,5—8
Уголь каменный	0,61	0,62	0,67	0—190	—	—	6,1	6—7
То же	0,67	0,58	0,67	190—450	—	—	16,7	6—7
„	0,7	0,56	0,67	450—100	—	—	29,7	6—7
Краситель Ж-1	0,185	—	0,3	0—50	—	—	—	5,5—6
Краситель П-1	0,54	—	0,3	0—50	—	—	—	5,5—5
Пресс-порошки для грампластинок:								
композиция 102	0,67	—	0,6	0—300	—	—	4,2	6—7
композиция ВС-12	0,61	—	0,8	0—300	—	—	9,9	7,5—8
композиция ВД-9	0,62	—	0,8	0—300	—	—	—	7,5—8
Пресс-порошки для электрощеток:								
композиция 1	0,53	—	0,6	0—450	—	—	5,4	6—7
композиция 2	0,72	—	0,7	0—450	—	—	5,7	6—7
композиция 3	0,45	—	0,9	0—450	—	—	4,9	6—7

Расход энергии на создание внутренней циркуляции материала в смесителе тесно связан с основными факторами, определяющими эту циркуляцию, и состоянием слоя в данный момент.

А. М. Ластовцевым и А. М. Хвальновым экспериментально установлено, что в периоды уплотнения слоя (см. рис. 40, а, б) с увеличением окружной скорости мешалки расход энергии плавно растет. Для расчета необходимой мощности $N_{уп}$ при движении радиальной лопасти в сыпучей среде ими предложена следующая эмпирическая формула:

$$N_{уп} = c_1 \rho_n \omega^{1.2} L (b \sin \alpha)^{0.82} H^{1.04} \tau_y \text{ кВт}, \quad (146)$$

где c_1 — коэффициент сопротивления в режиме уплотнения, не одинаковый для различных сыпучих материалов; ρ_n — насыпная плотность материала в кг/м^3 ; ω — угловая скорость вращения лопасти в с^{-1} ; b и L — высота по вертикали и длина лопасти мешалки в м; α — угол наклона лопасти к горизонту в град; H — высота слоя сыпучего материала над лопастью в м; τ_y — коэффициент, учитывающий степень усадки материала в момент работы лопасти (численно он равен отношению мощности при установившемся режиме вращения лопасти к $N_{уд}$, кВт/т — мощности в конце первой минуты вращения лопасти в сыпучей среде).

В табл. 9 приведены значения коэффициентов c_1 и τ_y для некоторых сыпучих материалов. Данные этой таблицы позволяют сделать вывод о том, что сыпучие материалы с одинаковой твердостью частиц и их конфигурацией имеют приблизительно одинаковые значения коэффициентов сопротивления c_1 .

Рост мощности, согласно указанной выше закономерности, продолжается до некоторого критического значения окружной скорости вращения лопасти $u_{кр}$, соответствующего началу псевдооживления слоя (рис. 41). Переход материала в псевдооживленное состояние характеризуется, как было установлено Н. П. Поповым, заметным уменьшением плотности слоя и, как следствие этого, заметным снижением сопротивления движению лопасти.

Значение величины удельной полезной мощности на валу мешалки $N_{уд}$ в кВт/т продукта зависит от физических свойств сыпучего материала, конструкции лопасти, отношения H/b и D/L (где D — диаметр сосуда). При прочих равных условиях чем меньше отношение H/b , тем при меньших значениях $u_{кр}$ наступает псевдооживление материала. На рис. 41 показаны экспериментальные кривые зависимости $N_{уд} = f(u_0)$ при различных значениях b радиальной лопасти, вращающейся в композиции 102 пресс-порошка для грампластинок. Составы композиций пресс-порошков приведены в табл. 10. Кривые сняты при вращении радиальной лопасти с размахом $L=200$ мм в сосуде с $D=245$ мм. Из графика видно, что начиная с некоторых

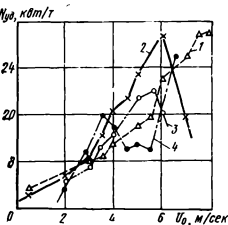


Рис. 41. Зависимость удельного расхода энергии от окружной скорости вращения радиальной лопасти в композиции 102 (ее состав приведен в табл. 10):

1 — $H/b=9,6$, $b=20$ мм; 2 — $H/b=6,0$, $b=30$ мм; 3 — $H/b=4,3$, $b=40$ мм; 4 — $H/b=3,2$, $b=50$ мм

Составы композиции (в %) к табл. 9

Компоненты	Композиции					
	102	BC-12	ВД-9	1	2	3
Шифер	40,8	—	17,0	—	—	—
Маршалит	12,0	—	8,5	—	—	—
Поливинилхлорид	11,0	15,0	15,0	—	—	—
Винилит	4,0	64,0	45,0	—	—	—
Абетиновая кислота	9,0	—	10,0	—	—	—
Пек нефтяной	19,5	3,0	—	32,0	15,0	17,0
Сажа гранулированная	2,0	—	2,0	—	—	—
Сажа термическая	—	15,0	—	—	—	—
Воск монтажный	1,5	1,5	1,5	—	—	—
Стеарат кальция	0,2	1,0	1,0	—	—	—
Нефтяной прокаленный кокс	—	—	—	58,0	—	—
Графит	—	—	—	10,0	10,0	75,0
Коксующийся уголь	—	—	—	—	75,0	—
Медный порошок	—	—	—	—	—	8,0

значений $u_0 = u_{кр}$, удельная мощность на валу мешалки $N_{уд}$ заметно падает. Уменьшение удельной мощности продолжается до некоторого предела, после которого с увеличением u_0 опять начинается плавный рост значений $N_{уд}$.

В смесителях наиболее выгодно вращать лопастную мешалку с окружной скоростью $u_{оп}$, соответствующей наибольшему падению $N_{уд}$. При этом, конечно, в периоды пуска электродвигатель должен быть способен выдерживать кратковременные перегрузки, определяемые максимальным значением $N_{уд}$. Эти перегрузки можно устранить, если загружать материал в смеситель с работающей мешалкой.

Мощность N_n , необходимая для перемешивания сыпучего материала радиальной лопастью в режиме псевдооживления, можно подсчитать по формуле, предложенной А. М. Ластовцевым, Н. П. Поповым:

$$N_n = c_2 \omega^{2,56} L^{3,5} (b \sin \alpha)^{0,68} H^{0,74} S^{0,19} \rho_n \text{ кВт}, \quad (147)$$

где c_2 — коэффициент сопротивления в режиме псевдооживления; S — зазор между краем лопасти и внутренней стенкой корпуса в м.

Значения c_2 для ряда сыпучих материалов приведены в табл. 9. Насыпная плотность материала, твердость его частиц в режиме псевдооживления не оказывают заметного влияния на величину коэффициента сопротивления c_2 , в то время как в режиме уплотнения эти свойства сыпучего материала в основном и определяют величину коэффициента сопротивления c_1 . Физически это явление можно объяснить следующим образом.

В режиме уплотнения подвижность сыпучей массы, а следовательно, и расход энергии зависят от сил трения между частицами. Эти силы при прочих равных условиях зависят от твердости материала частичек, от состояния поверхности. В режиме псевдооживления эти факторы переходят на второй план, так как между частицами сыпучего материала образуется в это время газовая прослойка.

Экспериментально установлено, что при совместной работе нескольких радиальных лопастей необходимая для псевдооживления материала окружная скорость их вращения имеет несколько меньшее значение, чем при работе одной мешалки. Ее можно подсчитать по эмпирической формуле

$$u'_{кр} \approx [1 + 0,25(\kappa_2 - 1)] u_{кр}, \quad (148)$$

где $u'_{кр}$ и $u_{кр}$ — критическая окружная скорость вращения многолопастной мешалки при $H=0,8 H_{пр}$ и однолопастной мешалки; κ_2 — число установленных на валу лопастей.

В связи с этим и мощность на валу многоярусной мешалки $N_{общ}$ имеет несколько меньшее значение, чем то, которое получается простым суммированием мощностей N_{ki} , рассчитанных по формуле (147) для каждой мешалки в отдельности. Н. П. Поповым установлено, что

$$N_{общ} = \kappa_1 \kappa_2 \Sigma N_{ki}, \quad (149)$$

где κ_1 и κ_2 — опытный коэффициент, учитывающий влияние на мощность числа z лопастей мешалок в горизонтальной плоскости и на мощность числа рядов l мешалок в вертикальной плоскости; N_{ki} — мощность одиночной двухлопастной радиальной мешалки, рассчитанная по формуле (147).

Значения опытных коэффициентов могут быть выбраны из табл. 11.

Таблица 11

Значения коэффициентов κ_1 и κ_2 по опытным данным

Коэффициенты	При значении z			При значении l		
	2	4	6	1	2	3
κ_1	1,0	0,8	0,6	—	—	—
κ_2	—	—	—	1	1,5	1,8—2,0

В стадии уплотнения слоя разнос вещества, как было установлено японскими исследователями Т. Отакэ, Х. Китаока и С. Тонэ, происходит в основном в результате процесса диффузии, для описания которого предложено соответствующее уравнение [42].

В стадии псевдооживления частицы перемешиваются в основном за счет конвективного разноса их внутренним циркуля-

ционным потоком. Протекает этот процесс быстро, поэтому в лопастном смесителе с псевдооживленным слоем материала быстро выравнивается концентрация ключевого компонента по всему объему смеси. Графики зависимости коэффициента неоднородности смеси V_c от времени ее смешения, построенные по результатам анализов смеси в опытном лопастном смесителе в лаборатории МИХМа, см. на рис. 91 и 92. Из этих графиков видно, что уже через 80 мин процесс смешения компонентов в циркуляционных лопастных смесителях заканчивается.

В аппарате с многоярусной мешалкой сохраняются общее направление главной циркуляции материала, что не исключает наличия местных циркуляций около каждой мешалки. Главная циркуляция материала обеспечивает перемешивание частиц во всем объеме аппарата.

При перемешивании сыпучих материалов вращающимся ротором в его частицах наводится электростатический заряд. При этом роль генератора зарядов выполняет подвижная поверхность ротора. Электростатический заряд, возрастающий в процессе перемешивания, способствует адгезии частиц к стенкам корпуса смесителя и их коагуляции в крупные агломераты, что приводит к снижению предельно достижимой однородности смеси. Некоторые порошкообразные материалы, относящиеся к органическим веществам, из-за наводимого мешалкой электростатического заряда почти не перемешиваются в объеме аппарата. Например, из-за этого не удастся смешать в циркуляционном лопастном смесителе порошкообразный полиэтилен с кварцевым песком.

Наводимая плотность тока в частицах возрастает по мере роста скорости вращения мешалки. Величина плотности тока и его знак зависят также и от расстояния частиц до оси вращения мешалки. Во всех случаях на датчике, расположенном на одном уровне с мешалкой, знак заряда тот же, что и на датчике, впаиваемом в мешалку, а на датчике, расположенном выше мешалки у стенки аппарата, знак противоположный.

На основании проведенных в МИХМе исследований ГИПРООРГХИМом (Государственный институт по проектированию предприятий органических полупродуктов и красителей) разработано несколько вариантов лопастного циркуляционного смесителя с псевдооживленным слоем на одновременную загрузку 500, 1000, 1500, 2300 л легких сыпучих материалов. Один из вариантов этого смесителя конструктивно выполнен следующим образом (рис. 42). В цилиндрическом корпусе 1 общей емкостью 1,2 м³ вращается вал 2, на котором укреплены три радиальные лопасти 3 прямоугольного сечения с углом наклона плоскости лопасти к горизонту, равным 45°. Лопасти сдвинуты относительно друг друга на 60°. Вал приводится во вращение от электродвигателя 4 через коробку скоростей 5 и редуктор. Коробка скоростей позволяет подбирать оптимальный режим

работы для различных сыпучих материалов, а в пусковые моменты работать на меньших скоростях вращения лопастей. Подлежащий смешению материал в количествах до 1 м^3 загружается через штуцер 6, а выгружается после окончания цикла смешения через разгрузочную коробку 7 с задвижкой, из которой материал транспортируется на дальнейшую переработку шнеком 8 с самостоятельным приводом. Установочная мощность электродвигателя 4 равна 22,5 кВт. Коэффициент заполнения корпуса смесителя материалом равен 0,8.

Лопастной циркуляционный смеситель емкостью 500 л успешно эксплуатируется на Долгопрудненском химическом заводе тонкого органического синтеза.

В Северодонецком филиале НИИХИММАШа разработан циркуляционный лопастной смеситель типа СС (в каталоге-справочнике «Оборудование для смешения сыпучих материалов», подготовленном этим институтом, он назван скоростным смесителем). В смесителе (рис. 43) типа СС перемешивающий орган составлен из двух мешалок. Нижняя мешалка представляет собой двухлопастную мешалку, пачала лопастей которой направлены радиально, а концы отогнуты в сторону, противоположную вращению, и выгнуты по форме днища. Лопастни имеют скос с острым углом, направленным в сторону вращения ротора. Верхняя мешалка представляет собой кольцо, закрепленное спицами на ступице, насаженной на консольном валу ротора. К боковой поверхности кольца приварены две короткие радиальные лопасти, угол наклона которых к горизонту равен 45° . Таким образом, перемешивающий орган этого смесителя имеет конструктивные признаки чисто лопастных смесителей и чисто дисковых смесителей, рассматриваемых ниже.

В скоростном центробежном смесителе при перемешивании легких порошкообразных смесей ($\rho_n = 300 \div 500 \text{ кг/м}^3$) удается достичь значений $V_c = 1,5 \div 2\%$. Тяжелые и крупнодисперсные компоненты смешиваются на нем неудовлетворительно. Оптимальная окружная скорость вращения перемешивающего органа, по их данным, равна 18 м/с, а время перемешивания 5 мин. Рекомендуемый коэффициент заполнения равен 0,8.

Техническая характеристика скоростных центробежных смесителей типа СС и СД, изготавливаемых на отечественных заводах химического машиностроения, приведена в табл. 12.

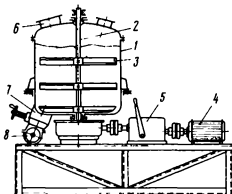


Рис 42. Схема промышленного лопастного смесителя с псевдооживленным слоем сыпучего материала

Фирма Спангерберг (ФРГ) выпускает универсальные смесители типа Флюидомат с программным управлением, в корпусе которых вращаются навстречу друг другу лопастная мешалка и плоская лопатка. Лопастная мешалка закреплена на консольном валу, установленном соосно с цилиндрическим корпусом

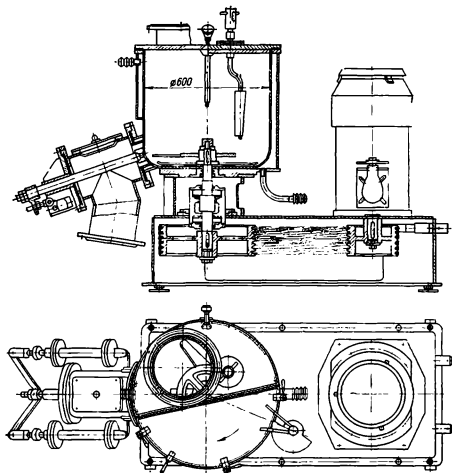


Рис. 43 Скоростной центробежный смеситель конструкции ВНИИПТХИМ-МАШ

смесителя. Плоская лопатка вращается около внутренней стенки корпуса смесителя. Между корпусом и лопаткой установлен небольшой зазор, загнутый нижний конец лопатки проходит почти до центра днища. При вращении мешалки и лопатки в массе сыпучего материала создаются сильные встречные потоки, способствующие быстрому протеканию процесса смешения. По данным фирмы, цикл смешения заканчивается за 30—120 с. Выделяющееся в процессе смешения тепло может быть исполь-

Таблица 12

Сравнительная техническая характеристика промышленных типов циркуляционных смесителей с быстровращающимися ротором

Фирма и тип смесителя	Полная емкость корпуса в м³	Полезная емкость корпуса в м³	Мощность привода в кВт	Масса смесителя в т	Габаритные размеры в см		
					Высота	Длина	Ширина
«Уралхиммаш», «Димитровград», тип:							
СС-160	0,16	0,1	15	5,11	137	206	61
СД-300:	—	—	—		336	346	225
горячего смешения	0,44	0,3	40/55				
холодного смешения	0,7	0,6	7/10				
Гюнтер Папенчайер, тип:							
TS-150	0,15	0,1	22/25	1,4	130	160	70
TS-300	0,5	0,43	50/80	2,18	160	290	135
NOSHK-150	0,15	0,1	22/25				
NOSHK-500	0,5	0,43	50/80				
TSEN150/KMSO-300	0,15	0,1	25,6/29,2	2,2	250	280	147
	0,3	0,22					
TSEN500/KMSO-800	0,5	0,43	57,83	4,8	319	313	164
	0,8	0,72					
Спангерберг, тип:							
FT-150	0,15	0,08	25/34	1,8	175	175	100
FT-500	0,5	0,25	71/106	4,5	245	255	160
Хеншель, тип:							
FM-150 C/KN	0,15	0,1	18/21	0,73	125	154	69,5
FM-500 A	0,5	0,33	46/65	2,5	161	283	135
FM-150с/н с обогреваемым корпусом	0,15	0,1	18/21	0,85	125	154	67,8
FM-150с/к с охлаждаемым корпусом	0,15	0,1	5,5	0,54	125	154	99,5
Хесен, тип:							
Нормаль-250	0,55	0,4			150	72	72
Нормаль-500	1,1	0,8			189	106	106
VEB, волчковый, тип:							
75	0,15	0,075	5,6	0,51			
300	0,5	0,3	10	1,2			
«Димитровград», тип:							
СЦ-630	0,8	0,63	17	2,92	192	274	286

зовано для подсушки смешиваемых материалов. Коэффициент заполнения корпуса смесителя рекомендуется фирмой принимать равным 0,5.

Конструктивно лопастные смесители типа «Флюндомат» выполнены следующим образом (рис. 44). Привод мешалки 1 и лопатки 2, включая редуктор и электродвигатель 3, смонтированы в литом корпусе 4. Этот корпус закрепляется на конце штока 5 гидроцилиндра, установленного в литой станине 6 смесителя. Весь привод с мешалкой и лопаткой можно с помощью гидроцилиндра приподнять над станиной. При этом переме-

шивающий орган выходит из корпуса 7 смесителя, что позволяет выдвигать его из-под привода. Корпус 7 смесителя представляет собой цилиндрический бак, смонтированный на тележке 8, которая перемещается по направляющим 9 станины. В моменты загрузки корпуса смесителя и процесса смешения верхняя кромка корпуса смесителя плотно входит в цилиндрическую канавку конического раструба 10, прикрепленного к корпусу привода. Материал в корпус смесителя загружают через штуцер 11 в коническом раструбе. Корпус привода закреплен на штоке гидrocилиндра через подшипник, что позволяет поворачивать корпус привода относительно станины вокруг оси штока. После окончания процесса смешения привод мешалок приподнимается штоком над станиной, корпус смесителя выдвигается из-под привода и удаляется на опорожнение. Благодаря такой конструкции можно использовать несколько сменных корпусов смесителя, что весьма ценно для производств, в которых необходимо смешивать различные продукты.

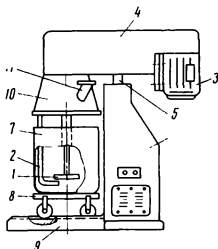


Рис. 44 Смеситель с быстровращающимся лопастным ротором типа «Флюидомат»

Циклы заполнения смешения и опорожнения могут быть запрограммированы. Программа вводится в автоматическую систему управления, которая с помощью исполнительных механизмов осуществляет автоматическую перенастройку смесителя с операции на операцию.

Фирма «Спангерберг» рекомендует использовать смесители «Флюидомат» для смешения порошков пластмасс с одновременной их подсушкой теплом, выделяющимся во время процесса смешения.

Техническая характеристика смесителей «Флюидомат» приведена в табл. 12.

Фирмы Гюнтхер Папенмайер и Ангер (ФРГ) выпускают однотипные циркуляционные смесители с псевдоожижением в них сыпучего материала вращающимся ротором, выполненным в виде пропеллерной мешалки. Принципиальная схема смесителя этих фирм дана на рис. 45. В коническом корпусе 1 этого смесителя, зауженном в верхней части, размещен смесительный ротор, жестко закрепленный на конце консольного вала, приводимого во вращение от двухскоростного электродвигателя трехфазного тока через понижающую клиноременную передачу.

Консольный вал проходит через центр выпуклого днища. Место прохода вала через днище уплотняется сальником. Смесительный ротор представляет собой две пропеллерные мешалки, смонтированные одна над другой. Верхняя меньшая мешалка 2 устанавливается у вершины образующейся воронки сыпучего материала, а нижняя мешалка 3 повторяет форму днища и имеет размах лопастей, приблизительно равный диаметру широкой части корпуса. Углы атаки лопастей мешалок противоположны. Сквозь крышку корпуса пропущен полый стержень с направляющей лопаткой 4. Угол атаки лопатки настраивают поворотом стержня, положение которого фиксируется зажимным приспособлением, смонтированным на крышке смесителя. В полость стержня вмонтирована термopара, позволяющая определять температуру внутри перемешиваемой массы.

Смеситель работает следующим образом. При вращении вала смешиваемые компоненты, засыпанные в корпус смесителя, засасываются верхней мешалкой и проталкиваются на нижнюю мешалку. Нижняя мешалка сообщает массе материала вращательное движение, благодаря которому на частицы начинают действовать центробежные силы и силы кориолисова ускорения.

Под действием этих сил частицы материала от центра смесителя перемещаются по спиральным траекториям сначала к стенкам корпуса, а затем по ним вверх. В верхнем слое частицы движутся к оси вращения мешалок. Таким образом, здесь мы наблюдаем ту же картину циркуляции материала и его псевдооживления, что и при воздействии на него лопастной мешалки. Верхняя мешалка лишь ускоряет продвижение материала к рабочему органу псевдооживления, т. е. к нижней мешалке. Направление направляющей лопатки — способствовать более быстрому продвижению материала от стенок корпуса к верхней мешалке. Угол атаки направляющей лопатки выбирают таким, чтобы можно было направить частицы материала от стенки к центру не по спиральям, а по более короткому пути.

При многократном соударении частиц между собой, о стенки корпуса и лопастей мешалок возникает значительный тепловой эффект. Однако вследствие краткости цикла смешения в таких смесителях материал не успевает разогреться до опасных температур.

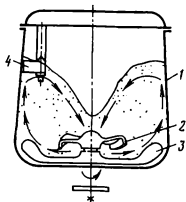


Рис. 45 Принципиальная схема циркуляционного лопастного смесителя фирм Ангер и Гюглер Папенчайпер (ФРГ)

Если процесс смешения материала сопровождается нагревом или охлаждением, то корпус смесителя снабжается рубашкой. Теплоноситель в обогреваемом смесителе этих фирм нагревается электрическими нагревателями, устанавливаемыми в полости рубашки. Охлаждаемый смеситель имеет полую двухлопастную мешалку вместо трехлопастной в обычных конструкциях смесителя. В полостях мешалки и рубашки корпуса циркулирует хладагент. Диаметр корпуса охлаждаемого смесителя несколько больше диаметра корпуса обогреваемого смесителя. Это даст возможность при соответственно большем размахе лопастей работать с меньшим числом оборотов, что необходимо для облегчения подвода хладагента внутрь мешалки.

Для подачи жидких компонентов в небольших количествах в обогреваемые смесители они укомплектованы форсунками. Распыленная жидкость подается в зону действия верхней мешалки.

В смесителях фирмы Гюнтхер Папенмайер и Ангер материал загружают через штуцер, расположенные на верхней крышке, а готовую смесь выгружают через отверстие в нижней боковой части корпуса смесителя. Отверстие во время работы смесителя закрыто специальным клапаном, который приводится в действие с помощью ручного привода у лабораторных смесителей и с помощью пневмоцилиндров у промышленных смесителей. Материал из смесителя разгружается при работающих мешалках, что обеспечивает полное его опорожнение. Пневмоцилиндры клапанов управляются электромагнитным «пилотом», поэтому работу смесителя легко автоматизировать.

На верхней крышке некоторых типов этих смесителей смонтированы смотровые лючки, через которые при подсветке можно наблюдать за состоянием смешиваемого материала. Все части смесителей, соприкасающиеся с перемешиваемым материалом, изготовлены из хромоникелевых сталей и полированы.

В промышленных типах смесителей в целях безопасности крышки заблокированы с электродвигателем, что исключает возможность вращения мешалок при открытой крышке. Нижние выпускные патрубки снабжены предохранительной рубашкой. В последних проспектах фирмы Гюнтхер Папенмайер рекламируется роторная мешалка новой конструкции, которая является комбинацией из пропеллерной и нескольких радиальных лопастных мешалок. Нижняя мешалка выполнена в виде трехлепесткового пропеллера, который соединен валом со средней лопастью мешалкой, имеющей три радиальные лопасти. Эти лопасти соединены вертикальными перемычками с кольцом, к наружной поверхности которого приварены три радиальные лопасти, образующие третью мешалку. Благодаря такой конструкции ротора большая масса материала подвергается его воздействию, что увеличивает скорость циркуляции материала и приводит к большей однородности смеси.

Фирма Гюнтхер Папенмайер выпускает циркуляционные смесители с псевдооживленным слоем в различном конструктивном оформлении.

В смесителях типа TS корпус смесителя и фланцевый электродвигатель (рис. 46, а) установлены на литой плите. Передача вращения от вала электродвигателя на вал мешалок — клиноременная. Смесители TS рекомендуются фирмой для всех операций сухого смешения, за исключением смешения абразивных материалов и термореактивных пресс-порошков.

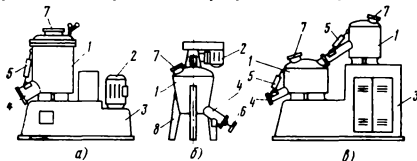


Рис. 46. Схемы установок циркуляционных лопастных смесителей фирмы Гюнтхер Папенмайер:

а — типа TS; б — типа NOSHK; в — типа TSEN/KMSO; 1 — корпус; 2 — электродвигатель; 3 — рама; 4 — штуцер для разгрузки материала; 5 — гидроцилиндр привода клапана; 6 — клапан с ручным приводом; 7 — штуцер для загрузки материала; 8 — стойка

Выпускаются они на полную емкость корпуса 75, 150, 200, 300, 500, 700, 1000 л.

Для лабораторных исследований фирма изготовляет смесители малой емкости (8, 20, 35 л) типа THK и TЕНK с опрокидываемым вручную корпусом, типа TGHK и TGEH с нижней выгрузкой материала через клапанную коробку с ручным приводом, типа NTHK-10 (на 10 л), конструкция которых схожа с конструкцией смесителей «Флюидомат».

Для смешения агрессивных материалов (порошкообразных кислот, щелочей) или материалов с агрессивными добавками фирма Гюнтхер Папенмайер рекомендует смесители с верхним приводом (рис. 46, б). Корпус этого типа смесителя опирается на три стойки, приваренные к его стенкам. Выгрузной люк в нижней части корпуса снабжен запорным клапаном, приводимым в действие вручную. Электродвигатель смонтирован на подставке, приваренной к крышке смесителя. Смесители типа NOSHK изготовляют на полную емкость корпуса 75, 150, 300, 500, 1000, 3000 л.

Для смешения сыпучих материалов с одновременным их охлаждением фирма рекомендует смесители типа KMSO. Корпус смесителя этого типа монтируется на специальной сварной раме. Вал мешалки приводится во вращение от двухскоростного электродвигателя через понижающую клиноремennую передачу.

Электродвигатель закрепляется на раме. Клапан, прикрывающий нижнее выгрузное отверстие, приводится в действие с помощью пневмоцилиндра. Работой смесителя управляют автоматически по заранее составленной программе.

Для смешения сыпучих материалов с одновременным их нагревом используют смесители типа TSEH, также монтируемые на сварной раме.

Когда по технологическим соображениям необходимо при смешении материала сначала его нагреть, а затем охладить, то фирма Гюнтхер Папенмайер рекомендует использовать смесительную установку типа TSEH/KMSO, состоящую из двух смесителей: обогреваемого и охлаждаемого. Оба смесителя (рис. 46, в) размещены на одной станине. Их управление автоматизировано.

Ряд смесителей типа KMSO в зависимости от полной емкости его корпусов, выраженной в литрах, выглядит так: 40, 100, 150, 300/1, 300/2, 800/1, 800/2, 1400/2, 2000/2, а смесителей типа TSEH — 75, 150, 200, 300, 500, 750, 1000. Смесительные установки типа KMSO с большой полной емкостью комплектуются одним или двумя корпусами, что фиксируется в номере смесителя цифрой, стоящей за черточкой. Например, смеситель KMSO 800/2 имеет два корпуса емкостью по 400 л каждый, которые монтируются на одной станине. Комбинированные смесительные установки TSEH/KMSO имеют следующий ряд: 75/150, 150/300-1, 200/300-2, 300/800-1, 500/800-2, 500/1400-2, 750/1400-2, 1000/2000-2.

В отечественной промышленности установки со двоянными скоростными смесителями типа СД-300 используются для приготовления поливинилхлоридных композиций. В верхнем обогреваемом смесителе смешивается поливинилхлоридная смола с ингридентами, а в нижнем — охлаждается и домешивается смесь, полученная в верхнем смесителе. Цикл смешения в верхнем смесителе заканчивается при достижении в смеси определенной температуры, после чего смесь автоматически перегружается в нижний смеситель, где она охлаждается до требуемой температуры, а затем выпускается из него через нижний люк в приемный бункер.

Сравнительную техническую характеристику смесителей типа NOSHK, TS, TSEH/KMSO и СД-300 см. в табл. 12.

Смесители с дисковым ротором

Фирма Хеншель (ФРГ) выпускает смесители, в которых материал псевдооживляется быстровращающимися двоянными дисками. Принципиальная схема смесителя Хеншель дана на рис. 47. В цилиндрическом корпусе 1 смесителя смонтирован ротор, состоящий из верхнего 2 и нижнего 3 дисков, жестко посаженных на верхний конец консольного вала 4, проходя-

щего сквозь выпуклое днище. Верхний диск 2 — плоский, с прорезями около центра. Нижний диск — сплошной и выполнен по форме днища. Через прорези в верхнем диске материал, погруженный в корпус смесителя, может поступать на нижний диск. Вал 4 приводится во вращение от фланцевого электродвигателя через понижающую клиноременную передачу.

Цикл смещения в смесителе «Хеншель» начинается с момента включения первой наименьшей скорости электродвигателя. При этом засыпанный в корпус смесителя материал начинает постепенно дисками разрыхляться. По окончании этого пускового периода включается высокая вторая скорость электродвигателя, при которой материал в смесителе приводится дисками в псевдоожиженное состояние. Вследствие такого двухступенчатого пуска удается избежать максимальных пусковых нагрузок на электродвигатель, которые имели бы место, если бы электродвигатель включили сразу на максимальную скорость вращения.

При вращении дисков на максимальных оборотах материал псевдоожижается и его частицы начинают циркулировать по внутреннему объему корпуса смесителя: у стенок они поднимаются вверх, а в центре опускаются вниз. Таким образом, направление циркуляции частиц здесь такое же, как и в лопастных смесителях.

В дисковом смесителе «Хеншель» из-за трения частиц о диски, стенки корпуса и между собой тоже выделяется значительное количество тепла. Благодаря короткому циклу смещения в смесителе «Хеншель» удается избежать повышения температуры материала выше нормы. В случае же, когда материал совсем нельзя нагревать, корпус смесителя снабжают рубашкой, сквозь полость которой пропускают хладагент. Иногда выделяющееся тепло используют для подогрева материала или его подсушки. В этом случае время перемешивания материала должно быть увеличено.

Конструктивно смесители «Хеншель» выполнены так же, как смесители типа TS фирмы Гюнтхер Папенмайер. Корпус смесителя и фланцевый электродвигатель у них тоже закреплены на литой станине (рис. 48). Крышка, закрывающая цилиндрическую часть корпуса, снабжена запорными устройствами и несколькими штуцерами для загрузки смешиваемых компонентов

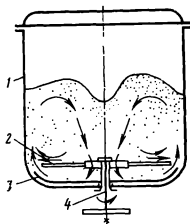


Рис. 47. Принципиальная схема дискового циркуляционного смесителя фирмы Хеншель (ФРГ)

и ввода внутрь смесителя гильзы термопары. Крышка может поворачиваться на оси, закрепленной на корпусе смесителя. В нижней части корпуса имеется выгрузной штуцер, запираемый клапаном, приводимым в действие двумя пневматическими цилиндрами. Управление цилиндрами автоматизировано. В смесителях небольшой емкости привод клапана ручной.

Дисковые смесители «Хеншель» выпускаются на полезную емкость корпуса 50, 100, 330 л. Техническая характеристика

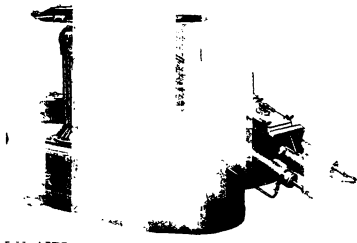


Рис. 48. Общий вид смесителя «Хеншель»

некоторых из этих смесителей приведена в табл. 12. Фирма Хеншель выпускает и комбинированные установки, конструктивно весьма схожие с установками TSEH/KMSO фирмы Гюнтхер Папенмайер.

Смесители с дисковым ротором используются для сухого смешения поливинилхлоридных композиций, окраски полиэтиленового порошка, увлажнения порошкообразных и зернистых материалов. Для приготовления композиций термореактивных пресс-порошков смесители этого типа не рекомендуется применять, так как в зазоре между нижним диском и днищем пресс-порошок может уплотняться. В результате этого он может нагреться там до температуры, достаточной для необратимых реакций, а при дальнейшем повышении температуры возможно возгорание органического наполнителя.

Смесители со шнековым ротором

Голландская фирма Хесен выпускает циркуляционные смесители типа «Нормаль», в корпусе которых сыпучий материал псевдооживляется вертикальными шнеками конической формы.

Конструктивно смесители типа «Нормаль» выполнены следующим образом. В прямоугольном сварном корпусе 1 (рис. 49) зауженном в нижней части 2, смонтированы два смесительных элемента, каждый из которых состоит из двух конической формы шнеков, обращенных меньшими основаниями друг к другу. Смесительные элементы вращаются в одном направлении посредством клин-ременной передачи 4 от электродвигателя 3, закрепленного на корпусе смесителя. Работает этот смеситель следующим образом. Подлежащий смешению сыпучий материал загружают в корпус смесителя через штуцер, расположенный на крышке смесителя. При включении электродвигателя в массе материала начинают вращаться шнеки, которые создают каждый в своей зоне направленный вверх поток частиц. Чем дальше от шнека, тем этот поток слабее. В местах, наиболее удаленных от шнеков, т. е. в углах корпуса, создается обратный поток частиц смеси, направленный вниз. Таким образом, в смесителях типа «Нормаль» также можно наблюдать интенсивную направленную циркуляцию материала: в зоне действия шнеков материал движется вверх, а по углам — вниз.

Каждый виток шнека вследствие малого угла подъема можно рассматривать как диск, способный привести частицы материала в движение подобно дискам смесителя типа Хеншель. При этом частицы материала, приведенные в движение витками большего диаметра, двигаются к стенкам корпуса с большей скоростью, чем те частицы, которые перемещаются в непосредственной близости около витков меньшего диаметра. Это явление при наличии внутренней циркуляции способствует энергичному перераспределению частиц смеси между собой, т. е. процессу смешения.

Квадратная форма корпуса смесителя благоприятствует турбулизации потоков материала; в углах корпуса образуются местные зоны обратной циркуляции материала.

Время смешения в смесителях типа «Нормаль», по данным фирмы, колеблется в зависимости от физико-механических свойств смешиваемых компонентов в пределах 3—12 мин. После

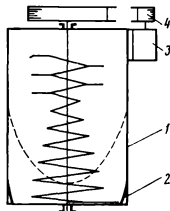


Рис. 49. Принципиальная схема циркуляционного смесителя со шнековым ротором типа «Нормаль»

окончания процесса смешения готовая смесь выгружается при работающем шнеке через люк с клапаном, расположенный в нижней части корпуса смесителя.

Установочная мощность привода шнеков в смесителях типа «Нормаль» большая, но из-за кратковременности цикла смешения и сравнительно большого объема загрузки удельные энергозатраты на единицу готовой смеси невелики. В некоторых смесителях типа «Нормаль», рассчитанных на малые загрузки материала, в корпусе установлен один шнек. Фирма Хесен выпускает смесители «Нормаль» на одновременную загрузку 250, 500, 1000, 1500, 2000, 2500, 5000 кг материала. Техническую характеристику некоторых из этих смесителей см. в табл. 12.

Смесители с вращающимся конусом

Для интенсивной внутренней циркуляции сыпучего материала в смесителях этого типа служит вращающийся полый усеченный конус. Из-за внешнего сходства конуса с волчком иногда эти смесители называют волчковыми. Известны они также и под названием «центробежный смеситель».

Смесители с вращающимся конусом выпускаются во многих странах. Конструктивно они оформлены примерно одинаково. Рассмотрим их конструкцию и принцип действия на примере смесителя с вращающимся конусом (центробежного смесителя), разработанного МИХМоч.

Основным рабочим элементом этого смесителя является (рис. 50) полый усеченный конус 1, смонтированный в корпусе 2, имеющем в нижней части коническую форму. Конус смонтирован на консольном валу 3, который пропущен внутрь корпуса через днище. К нижней части

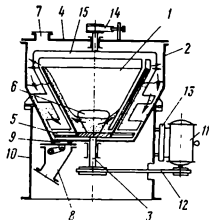


Рис. 50. Схема центробежного смесителя с вращающимся конусом конструкции МИХМа

конуса 1 жестко прикреплена лопастная мешалка 5, наклоненная к горизонту под углом 45°. В нижней части конуса прорезаны два симметрично расположенных окна 6. Смеситель заправляют сыпучим материалом через штуцер 7 (один или несколько), вваренный в крышку 4, а разгружают готовую смесь через клапанную коробку 8, прикрепляемую к днищу корпуса. Привод клапана 9, который в моменты заполнения смесителя и смешения сыпучих материалов закрывает выпускное отверстие в днище корпуса, — ручной или пневматический. Вывод приводного вала из корпуса смесителя герметизирован сальником с

мягкой набивкой. Корпус смесителя установлен на сварной подставке 10 цилиндрической формы. Вал 3 приводится во вращение от электродвигателя 11 через клиноременную передачу 12. Электродвигатель смонтирован на подвижной плите 13, ось которой закреплена на корпусе подставки.

При вращении конуса 1 материал, попавший в него при запылке, вследствие сил трения начинает вовлекаться во вращение. Частицы материала под влиянием возникающих при их вращении центробежных сил инерции начинают двигаться по внутренней поверхности конуса вверх, а затем сбрасываются с него в кольцевое пространство между конусом и корпусом смесителя. Новые порции материала поступают внутрь конуса из кольцевого пространства через окно 6. Лопастная мешалка 5, вращаясь вместе с конусом, увеличивает подвижность сыпучего материала в нижней части корпуса смесителя, способствуя потоку его через окна внутрь конуса. Материал перемешивается как при подъеме его по конусу вследствие разных траекторий движения частиц, так и вне конуса вследствие их перераспределения во время отскока от стенок, опускания по кольцевому пространству вниз и псевдооживления лопастной мешалкой 5.

Для материалов с плохой сыпучестью в корпусе устанавливаются свободно вращающуюся раму 15 с лопастями и скребком, который входит внутрь конуса. Рама под влиянием сил, действующих со стороны материала на скребок и лопасти, начинает вовлекаться во вращение. Скорость вращения рамы регулируют ленточным тормозом 14. Вследствие устанавливаемой с помощью тормоза разности скоростей вращения лопастей и увлеченного конусом материала последний, наталкиваясь на лопасти, частично поступает внутрь конуса через окна 6, а остальная его часть обтекает их. Возникающие при этом завихрения способствуют более быстрому протеканию процесса смешения.

Величина коэффициента неоднородности смеси V_c , достигаемая в смесителях с вращающимся конусом, зависит от конструктивных размеров рабочих органов смесителя, режима его работы и физико-механических свойств перемешиваемой смеси.

Исследования, проведенные А. М. Хвальцовым, показали, что на скорость циркуляции материала через конус, от которой зависит время смешения, влияют угол раструба конуса, форма лопасти, коэффициент заполнения корпуса материалом ϕ , скорость вращения конуса и физико-механические свойства смеси. Было установлено, что оптимальное значение для угла раструба конуса равно 60° , а коэффициента заполнения 0,5—0,8 (меньшие значения относятся к тяжелым смесям, а большие — к легким). Угол наклона нижней радиальной лопасти к горизонту следует брать равным 45° .

При оптимальных конструктивных соотношениях рабочих органов смесителя производительность конуса по материалу определяется в основном величиной центробежного ускорения

на верхней его кромке $\omega^2 R$. Циркуляция сыпучего материала начинается при значениях $\omega^2 R \approx 200$ м/с². С увеличением $\omega^2 R$ циркуляция материала через конус возрастает. Для приближенного подсчета величины кратности циркуляции легкого материала через конус можно рекомендовать следующее выражение (при $\varphi=0,6$):

$$\theta_{\text{ц}} \approx 0,12\omega^2 R \text{ кг/(кг·мин)}, \quad (150)$$

где $\theta_{\text{ц}}$ — кратность циркуляции материала через конус (отношение массы материала, прошедшего через конус за 1 мин, к массе загруженного в смеситель материала); R — наружный радиус конуса в м; ω — угловая скорость вращения конуса в 1/с.

Тяжелые материалы (типа кварцевого песка) при увеличении величины $\omega^2 R > 300$ м/с² снижают кратность циркуляции, из-за чего соответственно увеличивается значение $V_{\text{с}}$ смеси. Это объясняется тем, что при больших скоростях вращения

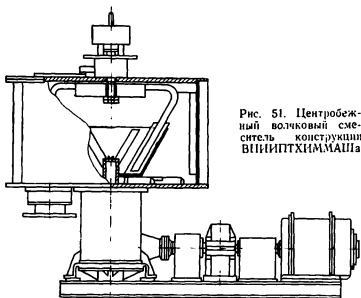


Рис. 51. Центробежный волчковый смеситель конструкции ВНИИПТХИММАШа

конуса тяжелые сыпучие материалы плохо затекают внутрь конуса через окна.

На циркуляционном волчковом смесителе конструкции МИХМа удалось достичь при перемешивании легких порошкообразных веществ значений $V_{\text{с}} = 1,5 \div 2\%$. Оказалось, что в нем можно перемешивать компоненты с большой разностью плотности частиц. Техническая характеристика этих смесителей приводится в табл. 12.

Во ВНИИПТХИММаше разработан и испытан центробежный волчковый смеситель типа СЦ с цилиндрическим корпусом (рис. 51). Кроме того, этот смеситель в отличие от рассмотренного выше центробежного смесителя МИХМа вместо радиальной лопасти имеет спиралеобразную мешалку, каждая лопасть которой выполнена по форме спирали Архимеда и загнута вперед по направлению вращения конуса. Подобная конструкция нижней мешалки обеспечивает более быстрое поступление сыпучего материала в конус.

Техническая характеристика смесителей типа СЦ, выпускаемых заводами «Уралхиммаш» и «Димитровград», приведена в табл. 12.

Для расчета мощности привода центробежного волчкового смесителя типа СЦ В. А. Осенькиной предложена следующая формула:

$$N = 1,25C_1 C_{\phi} \rho_n L b^{0.6} H \omega^{1.67} \text{ кВт}, \quad (151)$$

где C_1 — коэффициент сопротивления сыпучей среды перемещиванию (его значения для некоторых материалов приведены в табл. 13); ρ_n — насыпная плотность материала в кг/м³; C_{ϕ} — коэффициент формы лопасти (для лопасти спиральной формы $C_{\phi}=0,715$, для прямой лопасти $C_{\phi}=1$); L — размах лопастей мешалки, в м; b — высота лопастей мешалки в м; H — высота слоя материала над нижней кромкой лопастей мешалки в м; ω — угловая скорость вращения конуса в 1/с.

Таблица 13
Значения коэффициента C_1 в формуле (151) для различных материалов

Материал	Насыпная плотность в кг/м ³	Пределы дисперсности частиц в мкм	Значения коэффициента C_1 , 10 ⁴
Песок кварцевый	1310	250—500	11,9
Соль поваренная	1100	10—200	4,1
То же	970	200—500	5,5
Сода кальцинированная	505	10—100	3,8
Каолин	310	10—100	2,65
Графит	1050	200—500	8,8
Цемент	980	10—100	2,2
Трепел	468	10—50	2,5
Порошкообразный полиэтилен низкого давления	255	10—50	4,8
Опилки железные	2400	250—1000	11,4
Пыль железная	2500	10—50	12,5
Цинк	393	10—50	1,3

ПНЕВМОСМЕСИТЕЛИ

Известно, что при псевдооживлении слоя сыпучего материала газом его гомогенизация может быть достигнута за очень короткий промежуток времени. Этому способствует продольное

перемешивание частиц и общая циркуляция массы в сосуде над газораспределительным устройством: вверх по центру и вниз по стенкам. Если нижнюю часть аппарата сделать конической формы, то циркуляция материала будет более полной: не будет пассивных зон, какие наблюдаются при плоской газораспределительной решетке.

Слой небольшой высоты над решеткой более турбулизован, поэтому перемешивание в них более равномерное. Это позволяет сделать заключение о более высокой эффективности пневмосмесителей небольшой емкости. Однако пневмосмесители тонкодисперсных материалов требуют специальных улавливающих устройств. По этой причине большинство известных пневмосмесителей рассчитаны на большие емкости, когда применение улавливающих систем будет экономически более целесообразным. Пневмосмесители большой полезной емкости рассмотрены в разделе «Усреднители». Методы расчета аппаратов с псевдооживленным слоем материала см. в работе [2].

Пневмосмесители малой емкости в промышленности используются редко. Большинство конструкций этих смесителей известны лишь по патентной литературе. Сведения же о работающих пневмосмесителях единичны.

Пылевидные сыпучие материалы плохо псевдооживаются продувкой газом из-за возникающего при этом явления каналообразования: в слое материала возникают вертикальные каналы, по которым движется газ, между этими каналами материал остается практически неподвижным. Каналообразования можно избежать, если в подлежащий псевдооживлению слой сыпучего материала ввести вращающуюся лопастную мешалку. Величина критической скорости псевдооживления слоя газом подсчитывается в этом случае по эмпирической формуле, предложенной В. В. Харакозом:

$$W_{кр} = \frac{7 \cdot 10^{-4} \rho_n^{0.44}}{b^{0.21} u_0^{0.64}} \text{ м/с}, \quad (152)$$

где ρ_n — насыпная плотность сыпучего материала в кг/м³; b — ширина радиальной лопасти в м; u_0 — окружная скорость вращения мешалки в м/с.

Высота промешиваемого одной радиальной мешалкой слоя

$$H_{np} = \kappa u_0^{0.5} b^{0.6} \text{ м}, \quad (153)$$

где κ — коэффициент, величина которого для материалов с диаметром частиц 0—5 мкм равна 0,8.

На мощность мешалки влияет скорость продувки газа через слой: она снижается при увеличении подачи газа в слой. Однако подобная зависимость наблюдается только в том случае, когда окружная скорость вращения мешалки u_0 не превышает величины 4,5 м/с. При $u_0 > 4,5$ м/с скорость продувки не оказывает

влияния на мощность мешалки. При этом ее величина может быть рассчитана по формуле

$$N = 9 \cdot 10^{-6} \omega^{2,5} L^{3,1} b^{0,7} S^{0,1} H_c^{0,26} z^{0,2} \rho_n \text{ кВт}, \quad (154)$$

где ω — угловая скорость вращения радиальной мешалки в с⁻¹; L , b — соответственно длина и высота лопастей мешалки в м; S — зазор между краем лопасти и корпусом смесителя в м; H_c — статический уровень засыпки материала в смесителе в м; z — число лопастей в горизонтальной плоскости.

Проведенная Эштоном и Валентином сравнительная оценка опытных смесителей различной конструкции показала, что стоимость смешения сыпучих компонентов в пневмосмесителе обходится примерно в 2,5 раза дороже, чем в смесителе типа «Натура», и в 2,4 раза дороже, чем в барабанном биконическом смесителе [27].

Быстрое расслоение частиц по вертикали в псевдооживленном слое согласно их массам не позволяет проводить длительное смешение компонентов. Из-за этого частицы не успевают перемещаться, что и приводит к сравнительно плохому качеству смешения.

Частично этого явления можно избежать, если газ подавать в слой не непрерывно, а циклично, и не снизу вверх, а тангенциально по отношению к корпусу. Пневмосмесители с подобным вводом газа в слой выпускаются английской фирмой Вильям Гарден Санс. Цикл смешения в них состоит из пяти продувок продолжительностью 1 или 2с с промежутками между ними в 5 с. Для продувки слоя газом в нижней части цилиндрического корпуса смесителя установлены форсунки. Направление потока газа из форсунок выбрано таким, чтобы частицы сыпучего материала двигались по спиралям около стенок корпуса.

К пневмосмесителям можно отнести и такие устройства, в которых компоненты смешиваются в потоке транспортируемого газа. Одна из конструкций такого пневмосмесителя приведена на рис. 52. Смеситель имеет бункер с цилиндрической 1 и конической 2 частями. По оси бункера размещена вертикальная труба 3, в нижней части которой установлен завихряющий червяк 4 с отбойником 5. Коаксиально с трубой 3 расположен диффузор 6. Бункер сверху закрыт плоской крышкой 7, с внутренней стороны которой смонтирована пылеотбойная перегородка 8 с камерой 9. Перегородка 8 прикреплена к крышке болтами 10. На верху крышки жестко закреплен патрубок 11, сообщающийся с бункером через отверстие в крышке. Нижняя часть бункера снабжена разгрузочным приспособлением 12.

Этот пневмосмеситель работает следующим образом. Сыпучий материал загружается в бункер через штуцер в верхней крышке и с помощью подаваемого в смеситель газа интенсивно циркулируется. Газ подается в нижнюю часть бункера по вертикальной трубе 3. Для равномерного распределения газа по

нижнему сечению бункера установлен завихряющий червяк 4. Далее газ поступает во внутреннюю полость диффузора 6, эжектируя с собой сыпучий материал из нижней части бункера. Транспортируемые газом частицы материала ударяются о перегородку 8 и падают вниз. Частично обеспыленный газ удаляется из бункера через патрубок 11. Сыпучий материал смешивается в результате многократной циркуляции его внутри бункера. Готовая смесь удаляется после окончания цикла смешения из нижней части бункера разгрузочным приспособлением 12.

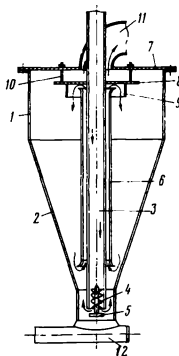


Рис. 52. Пневмосмеситель с внутренней циркуляцией материала

В пневмосмесителях фирмы Фатерланд Верк Херфельд и Вернер и Пфлейдерер (ФРГ) потоки сыпучей массы, транспортируемые газом, направляются навстречу друг другу, в месте встречи потоков происходит удар, частицы энергично перераспределяются. Этот удар повторяется многократно, для чего поток газа после удара разделяется на два или несколько русел, вновь сходящихся на некотором расстоянии от места предыдущего удара. Смесители этого типа можно рекомендовать для одновременного проведения процессов смешения и дробления.

Преимущества пневмосмесителей: короткий цикл смешения, отсутствие вращающихся механических устройств, простота устройства, малая истираемость гранул за цикл смешения.

Недостатки: плохое качество смешения компонентов с большой разницей удельных весов и большой дисперсностью, необходимость улавливающих устройств при смешении пылевидных и порошкообразных материалов, трудность чистки газораспределительных устройств.

УСРЕДНИТЕЛИ

По условиям производства нередко возникает необходимость получения однотипной однородной смеси в больших объемах (до 500 м³). Такая необходимость обычно возникает в том случае, когда смешиваемые компоненты наработываются в аппаратах периодического действия в сравнительно небольших коли-

чествах с неповторяющимися точно свойствами, а по условиям производства требуется подавать в технологический цикл однотипную однородную смесь компонентов в течение длительного времени или сразу в больших объемах. Например, многие типы красителей производятся в аппаратах периодического действия. За одну операцию в них получают 100—200 кг красителя, составляющие одну его партию. Так как в аппаратах периодического действия трудно воспроизвести в точности рабочие условия, то партии красителя по своим цветовым свойствам должны отличаться друг от друга. Для окрашивания больших количеств материала (сукна, шелка и т. п.) красильные фабрики требуют однотипного красителя в значительно больших объемах, чем его содержится в одной и даже нескольких его партиях. Поэтому партии красителя перед их отправкой на красильные фабрики усредняют, т. е. смешивают между собой.

Обычные смесители периодического действия (барабанные, центробежные, ленточные и т. п.) с рабочим объемом выше 5 м³ экономически нецелесообразны, их изготовление и эксплуатация вызывают определенные технические трудности.

Для приготовления больших объемов смеси в СССР и за рубежом разработаны специальные конструкции смесителей, основными элементами которых являются бункера большого объема и транспортирующие устройства. Эти смесители часто используют для проведения процесса усреднения готовых партий сыпучих материалов, имеющих по условиям их производства несколько отличающийся друг от друга состав, поэтому их называют усреднителями или гомогенизаторами.

Принцип смешения сыпучих материалов в бункерах без специальных перемешивающих устройств основывается на следующем явлении, наблюдаемом при выпуске сыпучих материалов через нижние отверстия бункеров. Основная масса материала движется по бункеру подобно сплошному стержню, без перемещения частиц относительно друг друга. Лишь в пристенном слое толщиной, равной двух- и трехкратному размеру частиц материала, скорость движения частиц приблизительно на 10% меньше, чем в центральной части бункера. Подобное движение сыпучей массы наблюдается в той части бункера, которая расположена выше двукратного размера выпускного отверстия. В нижней же части бункера неравномерность движения частиц наблюдается по всему сечению бункера. На рис. 53 показаны траектории движения частиц алюмосиликатного катализатора в бункере диаметром 232 мм с выпускным отверстием диаметром 28 мм, измеренные П. И. Лукьяновым, И. В. Гусевым и Н. И. Никитиной. Пунктирной линией *OED* соединены точки перегиба траекторий движения отдельных частиц. После прохождения этой линии частицы, расположенные на различном расстоянии от оси бункера, проходят за одно и то же время неодинаковый путь: наибольший — в центре, наименьший — на

периферии. В результате этого явления у выпускного отверстия возможна встреча частиц, расположенных в верхней части бункера на разных уровнях, что является элементарным актом смешения. Если выгружаемый из нижнего отверстия материал снова возвращать в бункер, то после нескольких подобных проходов он может быть достаточно хорошо перемешан. Такой принцип смешения используется в бункерных усреднителях: пересыпных и частично в циркуляционных.

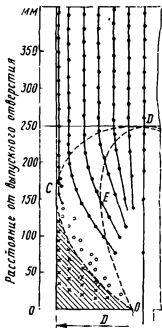


Рис. 53. Схема траекторий движения частиц в бункерах

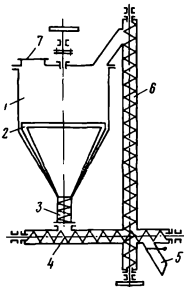


Рис. 54. Схема пересыпного усреднителя конструкции МИХМа

Пересыпные усреднители

Пересыпной усреднитель (рис. 54), разработанный в МИХМе, имеет бункер 1, связанный через дозирующий шнек 3 с горизонтальным 4 и вертикальным 6 шнеками. Для предупреждения зависания материала в бункере устанавливают тихоходный ворошитель 2. Материал, подлежащий смешению, загружают в бункер через штуцер 7, выгружают по окончании процесса смешения через патрубок 5. Бункер и шнеки образуют замкнутый контур, в котором циркулирует материал. Сыпучий материал смешивается главным образом в сравнительно небольшой по объему нижней зоне бункера, где происходит перераспре-

деление частиц. Для достижения необходимой однородности смеси материал, загруженный в бункер, необходимо заставить многократно пройти эту зону. Чем большее количество раз материал будет пересыпан в бункере снизу наверх, тем более однородным он будет по составу. Поэтому эффективность пересыпных усреднителей во многом определяется кратностью циркуляции (пересыпания) материала внутри них $\theta_{ц}$, величина которой определяется отношением

$$\theta_{ц} = \frac{G_1}{G_2}, \quad (155)$$

где G_1 и G_2 — количество материала, пропущенного через шнеки за цикл смешения, и общая масса загруженных в усреднитель компонентов в кг.

Процесс смешения в пересыпном бункере идет медленно. Для достижения приемлемых значений коэффициента однородности V_c материал в бункере следует пересыпать свыше 30 раз (см. график 1 на рис. 56).

Циркуляционные усреднители

Для ускорения процесса смешения в бункерных усреднителях стали встраивать перемешивающий элемент той или иной конструкции. Усреднители, в которых имеется этот элемент, в отличие от пересыпных обычно называют циркуляционными усреднителями.

В циркуляционном усреднителе конструкции МИХМа перемешивающий элемент выполнен в виде центробежного смесителя с вращающимся конусом. Смешение сыпучих материалов осуществляется в нем следующим образом (рис. 55).

Подлежащий усреднению сыпучий материал загружают в бункера 11 через патрубки 12 (на схеме изображены два бункера, но их количество может быть и большим). В бункерах установлены тихоходные ворошители 10, смонтированные на одном валу с дозирующими шнеками 9. Дозирующие шнеки подают материал из бункеров в горизонтальный шнек 8, который, в свою очередь, передает его в вертикальный шнек 5. По течке 4 материал из вертикального шнека попадает в корпус центробежного смесителя 1. Для циркуляции материала в корпусе центробежного смесителя установлен вращающийся конус 2. Часть выброшенного конусом материала попадает через окна 3 в корпусе центробежного смесителя обратно в бункера и пересыпную трубу 7. Остальная часть материала, ударяясь о стенки корпуса смесителя 1, идет на повторную циркуляцию через конус 2 и вместе с вновь поступившим через течку 4 материалом опять разбрасывается. Через пересыпную трубу 7 материал, минуя бункера, может попасть в горизонтальный шнек 8. По окончании процесса смешения материал удаляется

через патрубок 6, при этом вертикальному шнеку 5 сообщается обратное вращение. Из корпуса центробежного смесителя остаток материала удаляется через патрубок 13.

Таким образом, циркуляционный усреднитель имеет два замкнутых контура движения сыпучего материала. Первый, внешний контур образуют бункера, дозирующие, горизонтальный, вертикальный шнеки и центробежный смеситель; второй, внутренний контур — циркуляция материала через конус внутри корпуса центробежного смесителя. Для того чтобы конус 2 цен-

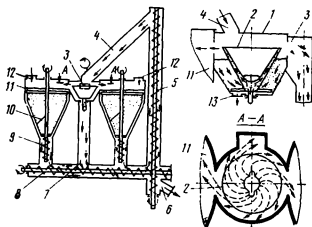


Рис. 55 Схема циркуляционного усреднителя конструкции МИХМа

тробежного смесителя не «захлебнулся», количество материала, циркулирующего по внутреннему контуру, должно быть в несколько раз больше материала, циркулирующего во внешнем контуре. Поэтому производительность дозирующих шнеков выбирают равной тому количеству материала, которое удаляется из центробежного смесителя через окна 3 в его корпусе, что легко пересчитать, зная производительность вращающегося конуса и долю боковых стенок корпуса, занимаемую окнами.

Вследствие наличия перемешивающего элемента и пересыпной трубы скорость смешения в циркуляционном усреднителе МИХМа по сравнению с пересыпным усреднителем увеличилась в несколько раз, да и качество готовой смеси улучшилось (рис. 56).

МИХМом на основе анализа испытаний лабораторной модели описанного выше усреднителя спроектирован промышленный циркуляционный усреднитель со следующей технической характеристикой:

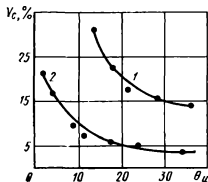
Количество бункеров	2
Полная полезная емкость бункеров в м ³	5

Скорость вращения в об/мин:	
вертикального шнека	300
горизонтального шнека	250
дозировющих шнеков	10—100
конуса	400
Производительность вертикального шнека в м ³ /ч	75
Установочная мощность электродвигателей в кВт	11,5
Время смешения в ч	1
Габаритные размеры в мм	3500 × 2300 × 5700

Сравнительная сложность конструкции циркуляционного усреднителя конструкции МИХМа ограничивает величину его полезной емкости. По-видимому, разработка циркуляционного усреднителя МИХМа емкостью больше 20 м³ нерациональна

Рис. 56. Зависимость коэффициента неоднородности смеси от кратности ее циркуляции в усреднителях конструкции МИХМа:

1 — для пересыпного усреднителя; 2 — для циркуляционного усреднителя. Материал 90% талька+10% соли поваренной



Время смешения продуктов в циркуляционном усреднителе конструкции МИХМа может быть приблизительно определено из соотношения

$$t \approx \frac{\theta_n V}{Q} \text{ ч}, \quad (156)$$

где t — время смешения в ч; V — общий объем загружаемого в бункера материала в м³; Q — производительность вертикального шнека в м³/ч; θ_n — кратность циркуляции материала во внешней контуре, при которой наступает предельное для данной конструкции значение $V_{\text{пр}}$.

Величина θ_n может быть, согласно проведенным на лабораторной модели испытаниям, условно принята равной 30.

Английская фирма Спраут, Уалдрен и К° выпускает для смешения зернопродуктов циркуляционный усреднитель типа «Вертамикс», в котором перемешивающий орган выполнен в виде разбрасывающего диска с пальцевыми стержнями, смонтированного на валу внутреннего шнека (рис. 57).

Согласно рекламным проспектам этой фирмы циркуляционные усреднители типа «Вертамикс» выпускаются на полезную

емкость от 300 до 3700 л. Они хорошо смешивают зернистые или гранулированные материалы.

Для ускорения процесса смешения фирма Герб Лёдиге Maschinenbau сконструировала циркуляционный усреднитель типа «Вертамикс», в котором сыпучий материал направляется в центральную трубу двумя потоками с помощью неподвижных ко-

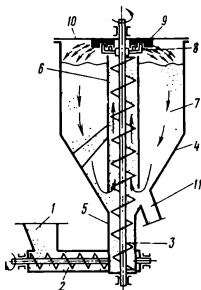


Рис. 57. Схема циркуляционного усреднителя типа «Вертамикс»:

1 — шнек для загрузки материала; 2 — горизонтальный шнек; 3 — вертикальный шнек; 4 — корпус усреднителя; 5 — нижняя цилиндрическая часть корпуса; 6 — центральная труба; 7 — смешиваемый материал; 8 — разбрасывающий диск; 9 — неподвижный диск; 10 — крышка; 11 — штуцер для выгрузки материала

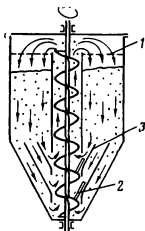


Рис. 58. Схема циркуляционного усреднителя типа «Вертамикс» с двумя потоками материала в конической части корпуса

нусов 3 (рис. 58), где материал частично перемешивается радиальными лопатками 2. В верхней части бункера этого усреднителя смонтирована распределительная решетка 1.

При использовании этих устройств процесс смешения значительно убыстряется и, по данным фирмы, составляет 15—20 мин. Фирма предлагает двухпоточные циркуляционные усреднители емкостью от 5 до 100 м³.

В литературе описана конструкция циркуляционного усреднителя типа «Вертамикс», в котором материал поступает в центральную трубу из разных по высоте мест бункера (рис. 59). В МИХМе разработан циркуляционный усреднитель с центральной трубой, в котором в качестве перемешивающего органа используется радиальная лопастная мешалка, смонтированная на нижнем конце вертикального шнека (рис. 60).

Лабораторные испытания этого усреднителя показали, что в зоне с преобладающим конвективным смешением, т. е. в первой зоне смешения, значение коэффициента неоднородности V_c резко снижается в первые же минуты работы усреднителя. Затем в переходной зоне это снижение постепенно замедляется.

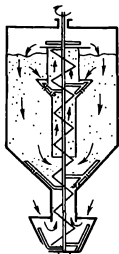


Рис. 59. Схема циркуляционного усреднителя типа «Вертикакс» с двумя вводами материала в центральную трубу

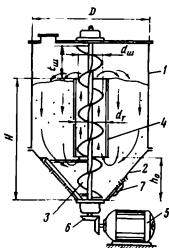


Рис. 60. Схема лабораторного циркуляционного усреднителя конструкции МИХМА:

1 — корпус; 2 — коническая часть корпуса; 3 — шнек вертикальный; 4 — центральная труба; 5 — электродвигатель; 6 — конические шестерни; 7 — люк для загрузки усреднителя

Было установлено, что изменение коэффициента неоднородности в переходной области имеет экспоненциальный характер и может быть выражено зависимостью

$$V_c = e^{A - \kappa t}, \quad (157)$$

где A , κ — коэффициенты, значение которых зависит от кратности циркуляции материала в смесителе и физико-механических свойств перемешиваемых компонентов.

Значения коэффициентов A и κ можно рассчитать по эмпирическим формулам:

$$\kappa = C_1 d_a^{-1.1} \exp [7,8\theta_u + 0,86 (d_r/d_w)] c^{-1}; \quad (158)$$

$$A = C_2 d_a^{0.55} \exp - [2,77\theta_u + 0,327 (d_r/d_w)], \quad (159)$$

где d_a — среднеарифметический диаметр частиц смеси; θ_u — кратность циркуляции материала в смесителе, равная отношению производительности шнека к весу загруженного в смеситель материала, в c^{-1} ; d_r — внутренний диаметр центральной

трубы в м; $d_{\text{ш}}$ — наружный диаметр витков вертикального шнека в м; C_1, C_2 — коэффициенты, зависящие от физико-механических свойств смеси (их значения для некоторых материалов приведены в табл. 14).

Таблица 14

Значения коэффициентов C_1, C_2 и C_3 для некоторых типов смесей

Композиции	Значения коэффициентов		
	$C_1 \cdot 10^*$	$C_2 \cdot 10^{-2}$	$C_3 \cdot 10^{-3}$
Речной песок—поваренная соль . . .	3,4	2,85	2,5
Корунд—поваренная соль	4,4	2,6	2,7

Предельное значение коэффициента неоднородности, достигаемое в смесителе с центральной циркуляционной трубой,

$$V_{\text{пр}} = C_3 \theta_{\text{ц}}^{-0.3} d_a^{0.9} \%, \quad (160)$$

где C_3 — коэффициент, зависящий от физико-механических свойств смеси (значения этого коэффициента для некоторых материалов приводятся в табл. 14).

Производительность Q вертикального шнека, необходимая для расчета величины $\theta_{\text{ц}}$, приближенно может быть определена по уравнению

$$Q = \frac{1}{6} (d_{\text{ш}}^2 - d_n^2) t_{\text{ш}} \rho_{\text{ш}} \varphi \omega \text{ кг/с}, \quad (161)$$

где d_n — наружный диаметр вала в м; $t_{\text{ш}}$ — шаг винта шнека в м; φ — коэффициент заполнения.

На величину коэффициента заполнения вертикальных шнеков значительно влияют скорость вращения и геометрия шнека, длина выступающей из трубы части шнека, форма корпуса заборного устройства, величина зазора между трубой и наружными витками шнека.

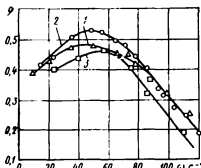
Эксперименты, проведенные в МИХМе на опытной модели смесителя с центральной трубой и вертикальным шнеком, показали, что увеличение длины свободного конца шнека h_0 действительно приводит к некоторому росту величины φ , что должно, судя по уравнениям (160) и (161), снижать конечную неоднородность смеси, т. е. $V_{\text{пр}}$. Однако не при всех значениях h_0 эта закономерность подтверждается. Это можно объяснить тем, что с ростом h_0 в нижней части смесителя увеличивается размер зоны с ограниченным обменом частиц, в результате чего происходит снижение значений коэффициента неоднородности смеси V_c . Таким образом, увеличение h_0 , с одной стороны, приводит к росту Q и в результате этого к снижению значений V_c , а с другой стороны, является причиной появления застойной зоны в нижней части смесителя, это увеличивает значения V_c .

Скорость протекания этих взаимно противоположных по эффекту процессов неодинаковая, поэтому первоначально с увеличением h_0 предельно достижимое значение $V_{пр}$ сначала снижается, а затем увеличивается. Для конструкции смесителя с нижней перемешивающей лопастью мешалкой (см. рис. 60) оптимальная величина свободного конца шнека определяется соотношением $h_0 = 1,3 d_{ш}$.

В этих же экспериментах было установлено, что постановка лопастью мешалки с углом наклона касательной к конической части корпуса смесителя, равным 45° , на нижний конец шнека

Рис. 61. Зависимость коэффициента заполнения шнека от угловой скорости его вращения:

1 — корунд (дисперсность частиц $\bar{d}_ч = 3,57 \cdot 10^{-4} \text{ м}$); 2 — речной песок (дисперсность частиц $\bar{d}_ч = 3 \cdot 10^{-4} \text{ м}$); 3 — активированный уголь (дисперсность частиц $\bar{d}_ч = 3 \cdot 10^{-4} \text{ м}$); размеры шнека — $d_{ш} = 69 \text{ мм}$, $l_{ш}/d_{ш} = 0,5$; $d_r/d_{ш} = 1,174$



благоприятно сказывается на качестве смеси (см. рис. 60). Это объясняется тем, что мешалка полностью ликвидирует застойную зону в нижней части смесителя, увеличивает там подвижность материала, вследствие чего он быстрее подходит к виткам шнека.

Угол конусности нижней части смесителя также влияет на значение $V_{пр}$. Из двух исследованных смесителей: с углом конусности нижней части корпуса 90° и 60° лучшее качество смеси достигается в последнем.

Если выбрать конструкцию смесителя с оптимальным соотношением $h_0 = 1,3 d_{ш}$, нижней лопастью и углом конусности нижней части корпуса, равным 60° , то величина коэффициента заполнения ϕ , необходимая для расчетов производительности шнека Q , может быть выбрана с помощью графиков, приведенных на рис. 61.

Для составления математической модели процесса конвективного смешения в циркуляционном шнековом усреднителе с центральной трубой были измерены методом импульсного возмущения на экспериментальной модели этого усреднителя величины дисперсии времени пребывания частиц в циркуляционном контуре за один проход в нем материала $(S\tau)^2_{\text{общ}}$. Принципиальная схема экспериментального усреднителя, используемого

в этих опытах, показана на рис. 62. Его основные параметры были следующими: внутренний диаметр цилиндрической части корпуса 250 мм, наружный диаметр витков шнека 69 мм, внутренний диаметр центральной трубы 69,5 мм, $t_w/d_w=0,5$, производительность шнека 0,9 кг/с, уровень H загрузки материала в бункере 170, 240, 370 мм.

Опыты по определению кривых отклика, необходимых для расчета $(S_T)^2_{\text{общ}}$, проводили в следующей последовательности.

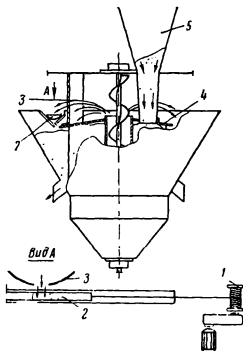


Рис. 62. Схема установки для экспериментального определения распределения времени пребывания частиц в зонах усреднителя

В бункерную часть усреднителя загружали до необходимого уровня речной песок со среднеарифметическим диаметром зерен 0,3 мм и поваренную соль той же крупности в соотношении 10:1. Поваренную соль, выполняющую в этих опытах роль трассера, размещали ровным слоем толщиной 12—40 мм на поверхности песка. После включения электродвигателя, приводящего во вращение шнек, из потока материала, выходящего из центральной трубы, непрерывно отбирали пробы с помощью специального устройства. Это устройство имеет протяжной механизм 1 и желоб 2 (рис. 62). Часть материала на выходе из центральной трубы с помощью отражательного щитка 3 направлялась на желоб, движущийся с постоянной скоростью. Материал, не попавший в желоб, отводился

за пределы смесителя по наклонной крышке 4. Чтобы сохранить динамику потока частиц в бункере неизменной, установленный уровень материала в усреднителе поддерживали добавлением чистого песка из питающего конуса 5. Величина подачи песка из питающего конуса была равна производительности шнека, что и обеспечивало постоянство уровня материала в бункере.

После окончания опыта смесь, находящуюся в желобе, делили на равные по длине участки. На каждом участке смесь усредняли и из нее отбирали пробы весом 2 г для анализа на содержание в них поваренной соли. Время заполнения участка,

т. е. интервал времени Δt отбора проб, определяется из соотношения

$$\Delta t = \frac{t_k}{n} \text{ с,}$$

где t_k — общее время отбора материала в желоб в с; n — число участков, на которое была разбита вся длина желоба.

В опытах величина Δt составляла 0,36—0,42 с при числе участков, равном 30—40. Концентрацию поваренной соли в пробах смеси из участков определяли методом титрования. По

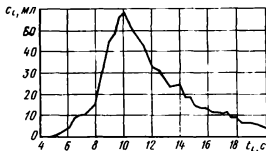


Рис. 63 График зависимости изменения во времени концентрации трассера в потоке, проходящем через лабораторный усреднитель

данным этих анализов строили графики (рис. 63) зависимости изменения концентрации поваренной соли в потоке материала во времени в координатах c_i ; t_i , по которым затем строили C -кривые.

Среднее время пребывания частиц материала в циркуляционном контуре τ определяли как математическое ожидание величины t в интервале от $t=0$ до $t=t_k$:

$$\bar{\tau} = \int_0^{t_k} t c(t) dt = \sum_0^{t_k} t c(t) \Delta t = \frac{\sum_0^{t_k} t_i c_i}{\sum_0^{t_k} c_i} \text{ с.}$$

Рассчитанное по этому уравнению среднее время пребывания совпадало с достаточной точностью со значением $\tau_{\text{ср}}$, которое определялось из выражения

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{G}{Q} \text{ с,}$$

где G — загрузка материала в бункер в кг; Q — производительность шнека в кг/с.

Величину $(S_{\tau}^2)_{\text{общ}}$ вычисляли по уравнению

$$(S_{\tau}^2)_{\text{общ}} = \frac{\sum_0^{t_k} t_i^2 c_i}{\sum_0^{t_k} c_i} - \left(\frac{\sum_0^{t_k} t_i c_i}{\sum_0^{t_k} c_i} \right)^2.$$

В безразмерный вид дисперсия трансформировалась с помощью соотношения

$$S^2 = \frac{(S_{\tau}^2)_{\text{общ}}}{\tau}.$$

Число ячеек, моделирующих испытываемую систему, подсчитывали из соотношения $m = 1/S^2$.

Зная число моделирующих ячеек m и общий объем V загруженного в усреднитель материала, можно определить объем одной ячейки:

$$v_i = \frac{V}{m}.$$

Если задаться условием, чтобы за время одного скачка (интервала разбиения) Δt вероятность покинуть частицами ячейку была равна $P_{ii} = 0,9804$, то величина Δt может быть найдена из соотношения

$$P_{ii} = \exp\left(-\frac{Q}{v_i} \Delta t\right).$$

В табл. 15 приведены основные условия проведения опытов на экспериментальном усреднителе и соответствующие им значения статистических величин, рассчитанных по данным опытов с помощью приведенных выше уравнений.

Таблица 15

Значения статистических величин, рассчитанных по данным опытов на лабораторной модели усреднителя

H в мм	G в кг	$\bar{\tau}$ в с	$\tau_{\text{ср}}$ в с	$(S_{\tau}^2)_{\text{общ}}$ в с ²	S^2	m	Δt в с
170	6,6	7,07	7,0	4,86	0,0972	10	0,0144
240	11,0	11,65	11,66	8,55	0,063	16	0,015
370	19,0	19,35	20,55	12,074	0,0323	30	0,0138

Данные табл. 15 позволяют составить матрицы переходных вероятностей P . Для усреднителя с уровнем засыпки $H=170$ мм эта матрица имеет следующий вид:

$$P = \begin{pmatrix} 0,9804 & 0,0196 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0,9804 & 0,0196 & 0 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & 0,9804 & 0,0196 \\ 0,0196 & 0 & \dots & \dots & 0 & 0,9804 \end{pmatrix}$$

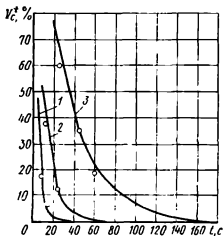
Вектор начального распределения трассера по ячейкам для этих условий (при соотношении количества трассера к остальному материалу 1:10): $\pi(0) = [1, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0]$.

Умножая вектор начального распределения на матрицу переходных вероятностей, получим вектор распределения трассера по ячейкам после первого скачка $\pi(1) = \pi(0)P$; после второго скачка $\pi(2) = \pi(1)P$, а после n -го скачка $\pi(n) = \pi(0)P^n$.

Все расчеты по этой схеме были выполнены на цифровой вычислительной машине «Проминь». Вектор распределения позволяет оценить качество смеси во всем объеме усреднителя после завершения n переходов по уравнению (124).

Рис. 64. Графики зависимости $V_c^t = -f(t)$, построенные по данным расчетов на ЦВМ конвективного разнота в усреднителе

1 — уровень засыпки материала в бункере $H=170$ мм; 2 — при $H=240$ мм, 3 — при $H=370$ мм; производительность шнека $Q=0,9$ кг/с. Материал — речной песок



Зная число переходов n и интервал разбиения Δt , можно определить текущее время смешения $t = \Delta t n$.

По данным этих расчетов были построены теоретические зависимости $V_c^t = f(t)$ для разных уровней засыпки материала в усреднителе (рис. 64), которые достаточно точно совпадают на участке конвективного разнота с аналогичными кривыми, построенными по экспериментальным данным.

Голландская фирма Наута Гарлем выпускает циркуляционные усреднители «Наута», в которых транспортирующий шнек, смонтированный внутри конического бункера, совершает планетарное вращение около внутренней его поверхности. В зависимости от места передачи движения шнеку усреднители «Наута» бывают трех модификаций: с нижним (модель M_a), с верхним (модель M_b) и раздельным (модель M_{ax}) приводом.

В модели M_b (рис. 65) шнек приводится во вращение вокруг своей оси от электродвигателя, установленного на верхней

крышке бункера. Вращение от электродвигателя через клиноременную передачу и пару конических шестерен 1 передается валу 2, откуда через вторую пару конических шестерен — промежуточному валу 3 и дальше через третью пару конических шестерен — шнеку 4. Планетарное движение шнека осуществляется следующим образом. Через шестерню 5, посаженную на промежуточный вал, вращение передается зубчатому колесу 6,

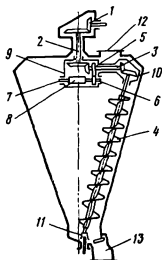


Рис. 65 Схема усреднителя с планетарно-шнековой мешалкой типа «Наута»

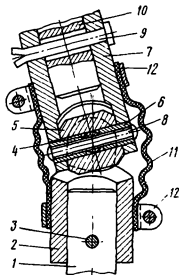


Рис. 66. Шарнирная опора усреднителя с планетарно-шнековой мешалкой

смонтированному на червяке 7. Червяк передает вращение червячному колесу 8, которое жестко связано с корпусом планетарного редуктора 9 и свободно вращается на валу 2. Корпус редуктора жестко через водило связан с корпусом 10 конической пары. Подбирая зубчатую и червячную пары, устанавливают необходимую скорость вращения водила. Нижний конец вала шнека 4 закреплен в шарнирной опоре 11. Усреднитель загружается через штуцер 12. Готовая смесь выгружается через клапанную коробку 13.

Шарнирная опора вала шнека является одним из ответственных узлов усреднителя. Размещена она в сыпучем материале, поэтому ее конструкция должна обеспечить работу без смазки и предотвратить истирание частицами перемешиваемого материала шейки вала шнека. Один из вариантов конструктивного оформления шарнирной опоры усреднителя с нижним приводом показан на рис. 66. Работает она следующим образом. От вала 1, приводимого во вращение от электродвигателя через пони-

жающую клиноремennую передачу, крутящий момент с помощью штифта 3 передается на вилку 2. В свою очередь, вилка 2 через палец 4 передает крутящий момент на крестовину 5. Крестовина 5 может поворачиваться вокруг пальца 4. Крестовина 5 передает вращение на полумуфту 7 с помощью стержня 8 и втулки 6. Полумуфта 7 может поворачиваться вокруг стержня 8. С полумуфты 7 крутящий момент передается с помощью пальца 9 на вал шнека 10. Таким образом, с помощью шарнирной опоры, во-первых, вращение от вала 1 передается валу шнека 10, во-вторых, вал шнека имеет возможность поворачиваться на некоторый угол в двух плоскостях: в плоскости чертежа и перпендикулярной к ней плоскости, в-третьих, нижний конец вала шнека имеет подвижную опору. Подвижное шарнирное соединение защищено от воздействия частиц перемешиваемого материала с помощью гофрированного шланга 11 из прорезиненной ткани, закрепляемого хомути 12 на вилке 2 и полумуфте 7.

Если смешиваемый в усреднителе материал склонен к слеживанию или образованию комков, то внутрь его вводят вращающиеся диски, на которых закреплены пальцы. Диски устанавливаются в нижней части корпуса усреднителя. Приводные валы дисков пропущены через сальники, закрепляемые на крышках специальных штуцеров, вваренных в корпус усреднителя. Диски имеют самостоятельные приводы от индивидуальных электродвигателей, монтируемых на подставках, приваренных к корпусу усреднителя. При вращении дисков с большей скоростью (примерно равной 3500 об/мин) они разбивают образующиеся комки материала. Кроме того, они псевдооживляют материал, увеличивая его подвижность в той зоне усреднителя, где он наиболее склонен к слеживанию.

В усреднителе модели M_n шнек вращается от электродвигателя, смонтированного на станине, приваренной к нижней части корпуса усреднителя или закрепляемой на отдельном фундаменте, через клиноремennую передачу, редуктор с конической парой шестерен и шарнир. Планетарное движение шнеку сообщается от того же электродвигателя через ремennую передачу, червячную пару и водило, связанное с корпусом верхней опоры вала шнека. Ремennая передача одновременно служит защитой от перегрузок при работе, поэтому усреднители «Наута» с нижним приводом шнека целесообразно применять при работе с комкующимися, склонными к слеживанию материалами.

В моделях M_n вращательное и планетарное движение шнек получает от индивидуальных электродвигателей. Верхний электродвигатель, приводящий шнек в планетарное движение, заблокирован с нижним, который приводит шнек во вращение вокруг собственной оси. При выключении нижнего электродвигателя отключается и верхний.

Выбор типа циркуляционного усреднителя «Наута» по приводу определяется объемом и консистенцией смешиваемых мате-

Таблица 16

Техническая характеристика некоторых типов усреднителей с планетарно-шнековой мешалкой

Тип смесителя	Характеристика									
	Рабочая емкость в м ³	Давление в аппара- те в МПа/м ²	Среда	Мощность привода в кВт		Скорость в об/мин		Масса в т	Габариты в мм	
				общая	верхнего нижнего	шпала шпала	Высота		Ширина	
Смесители завода «Дзержинскиймаш»: СПШ-К-3200-В1, СПШ-К-3200-В2	3,2	0,004	Коррозионная	7	$\frac{1,5}{5,5}$	1,77	45,5	7,13	4900	2600
СПШ-К-3200-В3	3,2	0,004	»	7	$\frac{1,5}{5,5}$	1,77	45,5	7,44	6500	2560
СПШ-3200	3,2	0,004	Некоррозион- ная	6,7	$\frac{1,1}{5,5}$	1,98	90,1	6,418	4570	2560
СПШ-10 000	10	Атмос- ферное	«	13,2	$\frac{2,2}{11}$	1,68	60,1	16,28	5600	3450
СПШ-К-10 000-В	10	«	Коррозионная	12,2	$\frac{2,2}{10}$	1,88	60,1	16,95	7980	3580

риалов, их склонностью к слеживанию, комкованию, целесообразностью размещения привода. Основные данные усреднителей с планетарно-шнековой мешалкой, выпускаемых отечественной промышленностью приведены в табл. 16.

Принцип действия циркуляционных усреднителей «Наута» состоит в следующем. При вращении шнека вокруг его оси создается циркуляционный замкнутый контур движения материала внутри корпуса усреднителя: в зоне шнека материал движется вверх, а в остальной части бункера — вниз. Материал смешивается при перераспределении частиц при их движении вниз по бункеру, как это имеет место в пересыпном усреднителе (см. рис. 54) конструкции МИХМа. Планетарное движение шнека вокруг оси бункера значительно ускоряет процесс смешения компонентов, так как при этом создаются дополнительные зоны обмена между материалом, находящимся между витками шнека, и остальным материалом в бункере. Витки шнека, приподняв материал на некоторую высоту, внедряют его затем в основную массу материала, что способствует более быстрому перераспределению частиц во всем объеме бункера.

Проведенные во ВНИИПТХИММаше эксперименты по смешению сыпучих материалов в лабораторных моделях усреднителя «Наута» емкостью 13, 19,2 и 29 л и диаметром шнека 40, 50 и 60 мм показали, что скорость процесса смешения в нем и конечная однородность смеси зависят от скорости вращения шнека вокруг своей оси и вокруг оси бункера, соотношения

этих скоростей, направления вращения, угла конусности корпуса усреднителя, геометрических размеров шнека и физико-механических свойств смеси. Было установлено, что оптимальная окружная скорость вращения наружных витков шнека вокруг его оси составляет примерно 1 м/с. Дальнейшее увеличение скорости вращения шнека хотя и увеличивает несколько конечную однородность смеси, однако приводит к более значительным энергетическим затратам.

Качество смеси и удельный расход энергии меняются с изменением скорости n_n и направления вращения водила при неизменной скорости $n_{ш}$ вращения шнека вокруг своей оси. Наилучшие показатели качества смешения были достигнуты при соотношении $n_{ш}/n_n \approx 40$. Направление вращения водила по отношению к направлению вращения шнека вокруг собственной оси почти не сказывается на конечном качестве смеси. Однако следует принимать направления вращения водила и шнека одинаковыми, так как при этом значительно снижаются энергозатраты по отношению к энергозатратам при противоположном их вращении (примерно на 20%).

При увеличении диаметра наружных витков шнека $D_{ш}$ увеличивается кратность циркуляции, что приводит к более лучшему итогу смешения. Однако при этом растут и энергозатраты (примерно в квадрате от $D_{ш}$), поэтому величину $D_{ш}$ не следует назначать выше $D_{ш} = 0,2 D_0$ (где D_0 — наибольший внутренний диаметр корпуса усреднителя). Оптимальное соотношение шага витков шнека к их диаметру равно 0,8.

Заполнение внутренней полости корпуса усреднителя материалом выше определенного уровня снижает конечное значение коэффициента V_{np} неоднородности. Наилучшие результаты смешения достигаются при коэффициенте заполнения $\varphi = 0,6$.

Угол конусности корпуса усреднителя влияет на перераспределение частиц в нижней его части. Его величина должна быть увязана с физико-механическими свойствами смешиваемых продуктов. Угол конусности корпуса смесителя должен быть таким,

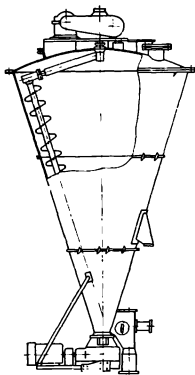


Рис. 67. Усреднитель с планетарно-шнековой мешалкой конструкции ВНИИПТХИММАШа

чтобы угол наклона образующей конуса к горизонтальной плоскости был больше угла естественного откоса. Для испытанных во ВНИИПТХИММАШе композиций (90% поваренной соли и 10% соды) наилучшие результаты смешения достигнуты при угле конусности корпуса усреднителя, равном 50° .

Так же, как и в циркуляционных усреднителях с центральной трубой типа Вертаникс, в усреднителях «Наута» при перемешивании продуктов с резко отличающейся дисперсностью частиц не удается достичь хорошего качества смеси. Это объясняется интенсивным процессом сепарации мелких и крупных частиц. Крупные частицы концентрируются в центре бункера, а мелкие — на его периферии. Оптимальное время смешения по данным института лежит в пределах 10—20 мин.

Мощность, необходимая для вращения шнека вокруг собственной оси и оси бункера,

$$N = 1,15 \cdot 10^{-3} C n_{\text{ш}} L_p \rho_n F_{\text{уд}} (4 \sin^2 \beta + 1) \text{ кВт}, \quad (162)$$

где C — коэффициент сопротивления, определяемый экспериментально; $n_{\text{ш}}$ — скорость вращения шнека вокруг собственной оси в об/мин; L_p — рабочая длина шнека в м; $F_{\text{уд}}$ — удельная поверхность шнека в $\text{м}^2/\text{мм}$; β — угол конусности корпуса усреднителя в град.

Величина $F_{\text{уд}}$ определяется выражением

$$F_{\text{уд}} = \frac{2F_1 + F_2}{h} \text{ м}^2/\text{мм}, \quad (163)$$

где F_1 — площадь одной стороны витка шнека в м^2 ; F_2 — площадь вала на длине в один шаг в м^2 ; h — шаг витков шнека в мм.

Коэффициент сопротивления C зависит от физико-механических свойств смешиваемых материалов. Например, для речного песка ($\rho_n = 1,38 \text{ т/м}^3$, дисперсность частиц менее $0,5 \text{ мм}$) величина $C = 0,9$; для поваренной соли ($\rho_n = 1,07 \text{ т/м}^3$, дисперсность частиц менее $0,2 \text{ мм}$) $C = 1,27$; для графита порошкообразного ($\rho_n = 1,07 \text{ т/м}^3$) $C = 0,8$; для каолина ($\rho_n = 0,272 \text{ т/м}^3$, дисперсность частиц менее $0,05 \text{ мм}$) $C = 0,94$.

На основании проведенных испытаний лабораторных моделей усреднителей с планетарно-шнековой мешалкой разработаны промышленные усреднители типа СПШ емкостью от 1 до 16 м^3 . Техническая характеристика некоторых из этих типов смесителей (усреднителей), выпускаемых заводом «Дзержинскиммаш», приведена в табл. 16, а конструктивное оформление показано на рис. 67.

Для вертикального перемещения сыпучего материала кроме шнеков используют и пневмоподъемники. Так, в Англии эксплуатируются бункерные циркуляционные усреднители для гомогенизации талька, состоящие из двух железобетонных бункеров полезной емкостью по 1500 т талька каждый. Днище каждого бункера составлено из восьми конусов. Сыпучий материал, вытекающий

через выпускные горловины конусов, попадает на скользящий конвейер, направляющий его к пневмонасосу. Пневмонасос подает сыпучий материал в вертикальный пневмоствол (трубу). Из верхней части пневмоствола материал с помощью разводящих трубопроводов подается в разные точки бункеров (производительность пневмонасоса равна 50 т/ч). Таким образом осуществляется главная циркуляция материала. Кроме того, в нижнюю часть каждого бункера подается воздух, который частично перемешивает там тальк, псевдоожижая его. Усреднение талька происходит как вследствие главной циркуляции, так и вследствие циркуляции в результате псевдоожижения. Бункера заполняются тальком снизу подачей его с псевдоожижающим агентом, т.е. воздухом. Готовая смесь тем же пневмонасосом подается из бункеров на упаковку.

Пневматические усреднители

В производствах гранулированного полипропилена используют усреднители (гомогенизаторы) с псевдоожиженным слоем материала, создаваемым продувкой через него инертного газа. На рис. 68 изображена принципиальная схема такого усреднителя. Сварной цилиндрический корпус 1 усреднителя футерован изнутри винилпластом. В нижней части корпуса смонтирована газораспределительная решетка из секторных керамических плит 2 толщиной 20 мм. Псевдоожижающий газ (азот технический) подводится через штуцера 3 в сварной короб 4, разделенный на две камеры глухой перегородкой. В центральной части днища расположен штуцер 5 для удаления готовой смеси. Подлежащий усреднению продукт 6 (в данном случае порошкообразный полипропилен из разных партий) загружают в усреднитель через штуцера 7, расположенные в крышке 8. На крышке смонтирован рукавный фильтр 9 для очистки отходящего из усреднителя газа.

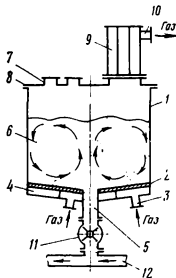


Рис. 68. Принципиальная схема пневматического усреднителя большой емкости

Усреднитель с псевдоожиженным слоем материала работает следующим образом. После загрузки материала в усреднитель азот подается под некоторым давлением в короб 4, откуда он

через керамическое пористое днище поступает во внутреннюю полость усреднителя. Газ проходит сквозь слой материала и псевдоожижает его. Известно, что при псевдоожижении сыпучего материала в цилиндрических аппаратах в них возникает направленная внутренняя циркуляция материала: по стенкам корпуса он движется вниз, а в центре — вверх. Чтобы увеличить скорость направленной циркуляции, которая улучшает гомогенизацию материала во всем объеме усреднителя, через разные зоны пористого днища подается неодинаковое количество газа: в центре больше, на периферии меньше. Поэтому короб 4 и разделен на две камеры. Газ очищается в рукавном фильтре, а затем удаляется из усреднителя через штуцер 10.

Цикл усреднения продолжается 1—2,5 ч. После смешения продукт по штуцеру 5 через секторный питатель 11 поступает в пневмолинию 12. Во время разгрузки усреднителя в него подается значительно меньшее количество газа (примерно в 3 раза меньше, чем при процессе гомогенизации). Скорость разгрузки принимается равной производительности цеха по продукту, находящемуся в усреднителе. Коэффициент заполнения усреднителей с псевдоожиженным слоем материала не превышает 0,6.

В промышленности пластмасс работают усреднители, подобные изображенному на рис. 68, с общей внутренней емкостью 50, 100, 150 и 200 м³.

Ниже приведена техническая характеристика усреднителя с полной внутренней емкостью 100 м³, используемого для гомогенизации порошкообразного полипропилена:

Общее количество загружаемого продукта в м ³	60
Расход азота в м ³ /мин:	
при смешении	16
при разгрузке	5
Продолжительность смешения в ч.	1,5
Внутреннее избыточное давление в Мн/м ² · 10 ⁶ :	
в корпусе	0,3
в коробке	0,9
Сопротивление решетки и слоя в мм. вод. ст.	2000
Габаритные размеры в м:	
высота установки	9,5
диаметр корпуса	4,5
высота корпуса	6,0
Количество рукавных фильтров	1

В большинстве случаев в крупных усреднителях с псевдоожиженным слоем не удастся достичь хорошего качества смеси. Это объясняется несколькими причинами.

Во-первых, в аппаратах с отношением высоты H_0 слоя материала над решеткой к внутреннему диаметру D корпуса аппарата, равным 0,25, возникает несколько очагов циркуляции частиц. Например, при $H_0 = 0,25D$ таких очагов шесть. Частицы, циркулирующие в каком-то очаге, сравнительно медленно переходят в другие очаги. Для сокращения числа очагов необходимо

увеличивать высоту слоя материала над решеткой. При $H_0 = D$ существует один очаг, который более благоприятен для равномерного смешивания продуктов в объеме аппарата.

Во-вторых, в псевдооживленном слое происходит сравнительно быстрая сепарация частиц по размерам. В-третьих, в результате каналообразования пылевидные материалы плохо псевдооживаются, частицы почти не циркулируют по объему аппарата, а следовательно, смешения не происходит.

Указанные выше явления следует учитывать при конструировании усреднителей с кипящим слоем материала. Видимо, не следует принимать высоту слоя материала над решеткой меньшей диаметра корпуса усреднителя. Если же по условиям сокращения общего гидравлического сопротивления потоку газа желательно иметь $H_0 < D$, то следует в центр днища подавать газ в больших количествах, чем на периферии. Это приводит к одноочаговому режиму и увеличивает продольное перемешивание частиц материала в слое.

Чтобы уменьшить сепарацию частиц в слое, процесс смешения не следует вести дольше определенного момента, в противном случае происходит постепенное ухудшение качества смеси. Оптимальное время продувки слоя газом, с точки зрения снижения сепарации частиц, не всегда совпадает с оптимальным временем смешения. Если первое время значительно меньше второго, то полидисперсные материалы вообще не удастся хорошо смешать в псевдооживленном слое. В этом случае более благоприятны условия, которые создаются в усреднителях с тангенциальным пульсирующим вводом газа в слой материала. В короткие интервалы времени подачи газа частицы не успевают распределиться в слое согласно их массам, а их направленная циркуляция протекает успешно.

Глава VI

ТЕОРИЯ ПРОЦЕССА НЕПРЕРЫВНОГО СМЕШЕНИЯ

В непрерывнодействующих смесителях поступление компонентов на смешение и выдача готовой смеси осуществляется непрерывно. В отдельных случаях подача компонентов в смеситель может происходить дискретно.

Качество приготовленной в таких смесителях композиции из сыпучих материалов зависит не только от внутренних процессов смешения, но и от характера питания (дозирования). Любой из ныне существующих питателей (дозаторов) не может обеспечить непрерывное поступление сыпучего материала в строго заданных количествах в каждый момент времени. Следовательно, уже в момент поступления компонентов в смеситель будут всегда наблюдаться те или иные отклонения в их соотношении от нормы, заданной регламентом на готовую смесь. Для получения заданного соотношения компонентов в готовой смеси непрерывнодействующий смеситель помимо качественного смешения компонентов должен обеспечить сглаживание флуктуаций питающих потоков.

При расчетах непрерывнодействующих смесительных установок могут встретиться три основных случая: 1) разрабатывается смеситель, а конструкция питателей выбрана заранее; 2) имеется готовый смеситель конструкция же питателей подбирается из выпускаемых промышленностью ряда питателей; 3) разрабатываются смеситель и питатели.

В первом случае конструкция разрабатываемого смесителя и режим его работы должны обеспечить, во-первых, хорошее смешение поступающих в него компонентов, а во-вторых, соответствующее сглаживание флуктуаций подаваемых питателями потоков материала. Вид этих флуктуаций должен быть заранее установлен из паспорта питателей или экспериментально.

Во втором случае надо подобрать к смесителю такие питатели, которые могут обеспечить флуктуации подаваемых ими потоков материала (по паспорту) ниже тех, которые допускает конструкция смесителя. Для этого необходимо установить заранее (расчетом или экспериментально) сглаживающую способность смесителя.

В третьем случае при разработке конструкций смесителя и питателей необходимо экономически обосновать требования к сглаживающей способности смесителя и точности дозирования питателей. Стоимость повышения точности дозирования необходимо сравнивать со стоимостью увеличения сглаживающей способности. При этом предполагается, что сглаживающая способность разрабатываемого смесителя и точность дозирования питателей могут быть установлены расчетом или по аналогии с действующими конструкциями.

Таким образом, при расчетах смесительных установок в любом случае необходимо знать вид питающих потоков, сглаживающую способность смесителя и скорость процесса смешения отдельных компонентов в нем.

ХАРАКТЕРИСТИКА ПОТОКОВ МАТЕРИАЛА, ПОДАВАЕМЫХ ПИТАТЕЛЯМИ

В смеситель непрерывного действия компоненты подаются отдельными питателями, которые могут иметь систему автоматического регулирования или не иметь ее (последний случай, к сожалению, на практике встречается чаще, чем первый). Как бы ни был точен питатель, подача им сыпучего материала в каждые мгновения есть величина переменная, изменяющаяся во времени по тому или иному закону. Кроме «закономерных» колебаний величины потока, подаваемого питателем, могут возникнуть и случайные его отклонения, вызванные, например, особыми условиями на входе в питатель (зависание материала в бункере, местные уплотнения материала в бункере и т.п.).

«Закономерные» и случайные колебания материальных потоков отдельных компонентов создают определенные условия их перемешивания в смесителе. Еще возможны колебания качества компонентов в потоке, вызванные появлением в них примесей или отдельных объемов с нестандартной влажностью.

Представим теперь процесс, происходящий в непрерывнодействующем смесителе, в виде условной схемы (рис. 69, а). На схеме приняты следующие обозначения: $x_1; x_2; \dots; x_m$ — регулируемые параметры системы (смесителя); $\xi_1; \xi_2; \dots; \xi_m$ — возмущающие параметры системы; $u_1; u_2; \dots; u_m$ — нерегулируемые параметры системы; $y_1; y_2; \dots; y_m$ — выходные параметры системы.

Регулируемыми (или управляющими) параметрами принято называть также, которые можно измерить и изменить в соответствии с теми или иными требованиями. В данном случае ре-

гулируемыми параметрами будут весовые (или объемные) скорости подачи в смеситель каждого из компонентов ($x_1; x_2 \dots$ — весовая скорость подачи первым питателем, вторым питателем и т. д.), т. е. «закономерные» колебания.

Возмущающими параметрами ξ называют такие, которые случайным образом изменяются с течением времени и не поддаются предсказаниям. К таким параметрам можно отнести случайные колебания материальных потоков, подаваемых отдельными питателями.

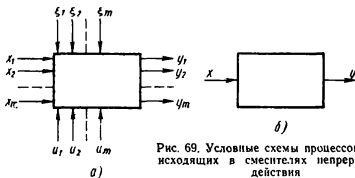


Рис. 69. Условные схемы процессов, происходящих в смесителях непрерывного действия

Нерегулируемые параметры u можно измерить, но воздействовать на них в ходе процесса нельзя. К таким параметрам можно отнести в рассматриваемом случае колебания качества компонентов во времени.

Выходными параметрами y называют такие параметры, значения которых определяются режимом процесса внутри системы и суммарным воздействием регулируемых и возмущающих параметров. Применительно к непрерывнодействующему смесителю выходными параметрами можно считать величины концентрации каждого из компонентов в выходящем потоке или весовые их скорости в нем и т. п.

Система с таким большим числом параметров очень громоздка для рассмотрения, поэтому сделаем следующие допущения: 1) будем считать, что качество отдельных компонентов, подаваемых питателями, не изменяется во времени, что дает право принять все $u=0$; 2) возмущающие параметры ξ в системе отсутствуют; 3) за регулируемый параметр x принимаем величину концентрации компонента в общем потоке входящего в смеситель материала; мгновенные значения этого параметра будут определяться суммарным законом дозирования компонентов всеми питателями, который не всегда удастся установить; в таком случае можно условно принять, что все питатели, кроме одного, предназначенного для ключевого компонента, дозируют идеально, тогда значения параметра x будут определяться законом изменения весовой скорости потока ключевого компонента;

4) к рассмотрению принимаем один выходной параметр y — мгновенное значение концентрации ключевого компонента в смеси, выходящей из смесителя.

С учетом этих допущений рассматриваемая система (смеситель) в виде условной схемы показана на рис. 69, б.

Графическое изображение изменения значения регулируемого параметра x (входного сигнала) во времени t может иметь различную форму (рис. 70). Регулируемый параметр, изменяющийся в каком-то определенном порядке, можно записать в виде соответствующей функциональной зависимости $x=f(t)$. Значи-

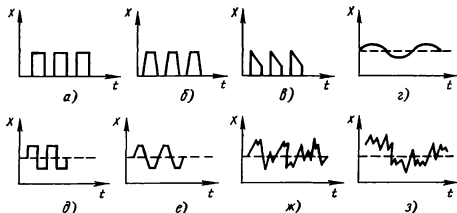


Рис. 70. Возможные формы входного сигнала:

а — ступенчатый прямоугольный; б — ступенчатый трапециевидный; в — ступенчатый треугольный; г — синусоидальный; д — прямоугольная волна; е — трапециевидная волна; ж и з — случайный

тельно сложнее описать закон непрерывного изменения во времени случайной величины x . Для этого приходится использовать теорию случайных функций. Не останавливаясь на сущности этой теории, отметим некоторые особенности случайных функций, которые необходимы для понимания методов расчета непрерывнодействующих систем.

Случайной функцией $X(t)$ называется такая функция, которая в результате опыта может принять какой-то конкретный вид, заранее не известный. Этот конкретный вид называется реализацией случайной функции. Если характер колебаний случайной величины x на реализациях случайной функции не изменяется во времени, то эту случайную функцию называют стационарной случайной функцией.

Случайные функции характеризуются следующими величинами: математическим ожиданием $m_x(t)$, дисперсией $D_x(t)$ и корреляционной функцией $K_x(t, t+\tau)$.

Математическим ожиданием случайной функции $X(t)$ называется неслучайная функция $m_x(t)$, которая при каждом значении аргумента t равна математическому ожиданию

значении величины x . Соответственно этому и дисперсия $D_x(t)$ случайной функции является неслучайной функцией, значение которой определяется дисперсией колебаний x при конкретном t .

Корреляционной функцией случайной функции $X(t)$ называется неслучайная функция двух аргументов $\kappa_x(t, t')$, которая при каждой паре значений t и t' равна корреляционному моменту соответствующих значений случайной функции.

Стационарная случайная функция, которой в основном соответствуют процессы дозирования промышленными питателями, должна удовлетворять следующим условиям:

$$m_x(t) = \text{const}; \quad D_x(t) = \text{const}; \quad \kappa_x(t_1; t_1 + \tau) = \kappa_x(t_2; t_2 + \tau).$$



Рис 71. График зависимости $\rho_x(\tau) = f(\tau)$

Последнее условие надо понимать следующим образом. Корреляционная функция стационарной случайной функции не зависит от положения t на оси абсцисс, а зависит только от промежутка τ между первым и вторым аргументами, что позволяет считать $\kappa_x(t; t + \tau) = \kappa_x(\tau)$.

При $\tau = 0$ корреляционная функция $\kappa_x(\tau) = D_x(t)$. Корреляционная функция $\kappa_x(\tau)$ является симметричной и четной по отношению к своему аргументу, т. е.

$\kappa_x(\tau) = \kappa_x(-\tau)$. Следовательно, ее можно определять только по положительным значениям.

На практике вместо корреляционной функции стационарного процесса $\kappa_x(\tau)$ часто используют нормированную корреляционную функцию

$$\rho_x(\tau) = \frac{\kappa_x(\tau)}{D_x(t)}. \quad (164)$$

Эта функция является коэффициентом корреляции между сечениями случайной функции, разделенной интервалом τ по времени. Если $\tau = 0$, то $\rho_x(\tau) = 1$. Типичный график $\rho_x(\tau)$ показан на рис. 71.

Основные характеристики случайных функций по их реализациям вычисляют по следующим формулам:

$$m_x(t_k) = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x_i(t_k); \quad (165)$$

$$D_x(t_k) = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n [x_i(t_k) - m_x(t_k)]^2; \quad (166)$$

$$\kappa_x(t_k, t_e) = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n [x_i(t_k) - m_x(t_k)][x_i(t_e) - m_x(t_e)], \quad (167)$$

где $x_i(t_k)$ и $x_i(t_e)$ — значение случайной величины в i -ой реализации в момент времени t_k и в момент времени t_e ; n — число реализаций случайного процесса.

Большое число реализаций стационарной случайной функции практически получить сложно. Однако вследствие того, что

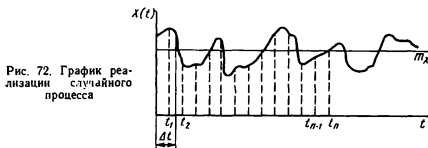


Рис. 72. График реализации случайного процесса

стационарная случайная функция обладает эргодическим свойством, все ее основные характеристики могут быть рассчитаны по одной реализации, достаточно продолжительной по времени. Случайная функция обладает эргодическим свойством, когда каждая отдельная ее реализация служит как бы «полномочным представителем» всей совокупности возможных реализаций. Эргодичность позволяет средние значения случайной величины x по множеству наблюдений для данного значения t заменить средним значением случайной величины x по времени на достаточно большом участке наблюдений.

Основные характеристики стационарного случайного процесса, обладающего эргодическим свойством, по одной длительной реализации находят следующим образом. Вся реализация длительностью T_n разбивается на n равных участков длиной Δt (рис. 72). Интервал разбиения (или шаг дискретизации) Δt можно выбрать с учетом следующих соотношений, рекомендуемых в случае нормального распределения ординат случайного процесса при различных t [6]:

$$T_n \geq 125/n_{\text{ср}}; \quad \Delta t = (0,325 \div 0,043) \frac{1}{n_{\text{ср}}}. \quad (168)$$

Середины полученных участков обозначим через $t_1, t_2, \dots, t_n$. Тогда можно записать приближенно

$$m_x(t) = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x(t_i); \quad (169)$$

$$D_x(t) = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n [\dot{x}(t_i)]^2; \quad (170)$$

$$\kappa_x\left(\frac{mT_n}{n}\right) = \frac{1}{n-m} \sum_{i=1}^{n-m} \dot{x}(t_i) \dot{x}(t_{i+m}), \quad (171)$$

где $\dot{x}(t_i)$ — центрированная случайная величина; m — натуральные числа $(0, 1, 2, \dots, m)$.

Центрирование случайной величины следует вести относительно математического ожидания:

$$\overset{\circ}{x}(t_i) = x(t_i) - m_x(t). \quad (172)$$

Корреляционную функцию вычисляют по формуле (171), последовательно подставляя в нее значения $m = 0, 1, 2, \dots$. Вычисления заканчиваются при таких значениях m , когда функция $\kappa_x\left(\frac{mT_n}{n}\right)$ будет равна нулю или когда она начинает нерегулярно колебаться около нуля (рис. 73).

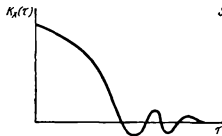


Рис. 73. График зависимости $K_x(\tau) = f(\tau)$

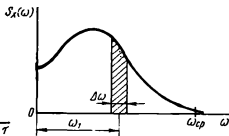


Рис. 74. График спектральной плотности случайной функции

Случайная стационарная функция может быть представлена в виде суммы элементарных гармонических колебаний (гармоник) различных частот ω . Подобное представление называется каноническим разложением случайной функции. Можно составить распределение этих гармоник по частотам, показывающее, какие колебания преобладают в данном процессе. Такое распределение называют спектром случайной функции. Спектр стационарной случайной функции описывает распределение дисперсий по различным частотам. Плотность этого распределения $S_x(\omega)$ называют спектральной плотностью стационарной случайной функции (рис. 74). Общая площадь, ограниченная кривой и осями $S_x(\omega)$ и ω , равна дисперсии стационарной случайной функции $D_x(t)$. Площадь, приходящаяся на элемент $\Delta\omega$ (на рисунке она заштрихована), равна дисперсии $D_x(t)$ гармонических колебаний с частотой ω .

Спектральная плотность стационарной случайной функции

через корреляционную функцию записывается в следующем виде:

$$S_x(\omega) = \frac{2}{\pi} \int_0^{\infty} \kappa_x(\tau) \cos \omega \tau d\tau. \quad (173)$$

(Это выражение называют интегралом Фурье).

Корреляционная функция через $S_x(\omega)$ вычисляется по формуле

$$\kappa_x(\tau) = \int_0^{\infty} S_x(\omega) \cos \omega \tau d\omega. \quad (174)$$

Если спектральная плотность стационарной случайной величины $S_x^*(\omega)$ представлена в комплексной форме, то выражения (173) и (174) можно записать в следующем виде:

$$S_x^*(\omega) = \frac{1}{2\pi} \int_{-\infty}^{\infty} \kappa_x(\tau) e^{-i\omega\tau} d\tau; \quad (175)$$

$$\kappa_x(\tau) = \int_{-\infty}^{\infty} S_x^*(\omega) e^{i\omega\tau} d\omega. \quad (176)$$

СГЛАЖИВАЮЩАЯ СПОСОБНОСТЬ СМЕСИТЕЛЯ

В практике нередко может случиться так, что конструкция смесителя, в принципе обеспечивающая хорошее смешение поступающих в него компонентов, в то же время не может произвести надлежащего снижения входных максимальных отклонений концентрации ключевого компонента в потоке, из-за чего всю смесь приходится браковать. Максимальные отклонения концентрации ключевого компонента от нормы и частота их появления в питающем потоке материала определяются видом входного сигнала, зависящего от конструкции питателя и режима его работы. Чтобы знать, насколько эти максимальные отклонения уменьшатся после прохождения смешиваемого материала через смеситель, необходимо иметь сведения о сглаживающей способности последнего.

Сглаживающая (удерживающая) способность смесителя непрерывного действия определяется статическими и динамическими его свойствами.

Любой смеситель непрерывного действия можно рассматривать как преобразователь сигналов, в результате действия которого поданная в него функция $x(t)$ преобразуется в другую функцию $y(t)$, фиксируемую на выходе. Это можно записать символически в виде

$$y(t) = A[x(t)], \quad (177)$$

где A — некоторое преобразование.

Совокупность математических выражений A , определяющих зависимость выходной функции $y(t)$ от входной $x(t)$ при стационарном режиме работы объекта, называют его статической характеристикой (или статикой объекта). Статическая характеристика объектов с установившимся режимом не зависит от времени. Вид уравнений статикки зависит от структуры потоков внутри объекта, которая может быть описана той или иной математической моделью. Подробнее эти математические модели см. в гл. III, все они были записаны для линейных процессов в виде линейных дифференциальных уравнений.

Другой формой записи этих уравнений является запись с помощью передаточной функции, при которой уравнение (177) принимает вид

$$y(t) = W(p)x(t), \quad (178)$$

где $W(p)$ — передаточная функция, равная отношению изображений Лапласа выходного и входного сигналов при нулевых начальных условиях.

В общем виде передаточная функция

$$W(p) = \frac{K_1 + K_2 p + K_3 p^2}{T_1^2 p^2 + T_2 p + 1}, \quad (179)$$

где K_1, K_2, K_3 — коэффициенты передачи; $p = \frac{d}{dt}$ — символ дифференцирования по времени; T_1, T_2 — постоянные времени, смысл которых рассмотрен ниже.

В такой записи передаточная функция трудно решается. Его можно упростить, если рассматриваемый объект (систему) разбить на несколько элементарных типовых звеньев, для которых передаточная функция имеет простой вид. Если эти звенья соединены последовательно, то передаточная функция всей системы

$$W(p) = \prod_{i=1}^n W_i(p), \quad (180)$$

где $W_i(p)$ — передаточная функция i -го звена; n — число звеньев в системе.

При параллельном соединении звеньев

$$W(p) = \sum_{i=1}^n W_i(p), \quad (181)$$

К наиболее часто встречающимся типовым звеньям можно отнести:

статическое безынерционное звено, у которого $W(p) = K$ (где K — постоянная величина);

статическое инерционное звено (или звено первого порядка, звено аperiodическое), у которого

$$W(p) = \frac{K}{T_p + 1}; \quad (182)$$

статическое колебательное звено второго порядка, у которого

$$W(p) = \frac{K}{T_1^2 p^2 + T_2 p + 1}; \quad (183)$$

дифференцирующее звено, у которого $W(p) = Kp$, т.е. выходная величина такого звена пропорциональна производной от входной величины;

интегрирующее звено, у которого

$$W(p) = \frac{K}{p}; \quad (184)$$

звено с постоянным запаздыванием, у которого

$$W(p) = e^{-\tau p}, \quad (185)$$

где τ — время запаздывания сигнала, считая от момента поступления его в звено.

Если входной сигнал представляет собой гармонику $x = x_{\max} \sin \omega t$, то его связь с вынужденными установившимися колебаниями на выходе из звена $y = y_{\max} \sin(\omega t + \varphi)$ можно описать с помощью частотных характеристик: амплитудно-частотной A и фазо-частотной φ .

В том случае, когда входной сигнал имеет форму прямоугольной волны, из него выделяют первую гармонику. Для этого функцию $x(t)$ разлагают в ряд Фурье и из этого ряда удерживают только первый ряд разложения:

$$x(t) \approx \frac{4}{\pi} h_{\text{вх}} \sin \omega t \approx h_{\text{вх}} \sin \omega t, \quad (186)$$

где $h_{\text{вх}}$ — амплитуда прямоугольной волны.

Амплитудно-частотная характеристика A звена равна отношению максимальных амплитуд гармоник выходных и входных колебаний:

$$A = y_{\max} / x_{\max}. \quad (187)$$

Фазо-частотная характеристика φ звена равна фазовому сдвигу между входными и выходными колебаниями:

$$\varphi = - \frac{\Delta T_n}{T} 2\pi, \quad (188)$$

где ΔT_n — отрезок времени между моментами пересечения гармониками $x(t)$ и $y(t)$ своих средних значений на n -ом периоде; T — постоянная времени; ω — частота колебаний; φ — фазовый сдвиг на n -ом периоде. Величина φ берется со знаком «минус», когда выходные колебания отстают по фазе от входных, что в нашем случае всегда имеет место.

Частотные характеристики A и φ обычно находят в зависимости от частоты колебаний ω , фиксируя величину $x_{\max}$. Примерный вид подобных зависимостей для инерционных звеньев показан на рис. 75, величина A с ростом ω в конце концов уменьшается до нуля. При этом чем инерционнее звено, тем при больших значениях ω величина $A \rightarrow 0$. Теоретически $A=0$ при $\omega=\infty$, но обычно принимают конечное значение $A=0,05$.

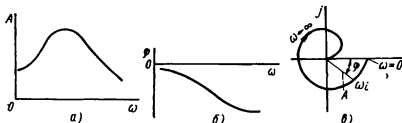


Рис. 75. Частотные характеристики инерционного звена:
а — амплитудно-частотная, б — фазово-частотная; в — амплитудно-фазовая

Аналитические выражения зависимостей A и φ от ω называются частотными функциями; они обозначаются соответственно через $W(\omega)$ и $\varphi(\omega)$.

Любая передаточная функция $W(p)$ может быть с помощью замены p на $i\omega$ превращена в так называемую амплитудно-фазовую частотную функцию $W(i\omega)$. Например, амплитудно-фазовая частотная функция инерционного звена

$$W(i\omega) = \frac{K}{1 + i\omega T}. \quad (189)$$

Модулем функции $W(i\omega)$ является функция $A(\omega)$, а аргументом — $\varphi(\omega)$, поэтому

$$W(i\omega) = A(\omega) e^{i\varphi(\omega)} \quad (190)$$

или

$$W(i\omega) = u(\omega) + iv(\omega), \quad (191)$$

где $u(\omega)$, $v(\omega)$ — соответственно действительная и мнимая частотные функции.

При этом

$$\left. \begin{aligned} u(\omega) &= A(\omega) \cos \varphi(\omega); \\ v(\omega) &= A(\omega) \sin \varphi(\omega). \end{aligned} \right\} \quad (192)$$

Другим важным показателем внутренней структуры потоков в звене, кроме рассмотренных статических характеристик, является его динамика. Под динамикой звена (объекта) понимается совокупность математических выражений, описывающих

изменения во времени его выходных параметров. Уравнения, устанавливающие зависимость изменений выходных параметров звена от вариаций входных возмущающих параметров, принято называть динамическими (или переходными) характеристиками.

Статические и динамические характеристики звена могут быть составлены аналитически. Однако этим путем не всегда удастся воспользоваться, так как в большинстве случаев внутренняя структура потоков в звене неизвестна. Тогда эти характеристики находят специальными экспериментами на звене.

Применительно к непрерывнодействующему смесителю экспериментальные исследования его статики можно проводить в следующем порядке. В смеситель подают только два компонента. Один из них принимается за ключевой. Через определенные промежутки времени Δt изменяют производительность питателя ключевого компонента, оставляя производительность второго компонента постоянной, т. е. изменяют только регулируемый параметр $x(t)$. При каждом конкретном значении $x_i(t)$ (в диапазоне от $x(t)_{\min}$ до $x(t)_{\max}$) снимают в установившемся режиме работы смесителя значения выходного параметра $y_i(t)$. Предполагается, что каждый конкретный вид входного сигнала $x_i(t)$ заранее установлен. Эксперименты можно повторить и при других значениях производительности второго питателя. В качестве регулируемого параметра $x(t)$ и выходного параметра $y(t)$ можно принять амплитуды колебаний значений концентрации ключевого компонента в потоке соответственно на входе и выходе из смесителя. Таким образом, в результате экспериментов получают таблицу соответствий между парами $x_i(t)$ и $y_i(t)$ для каждого конкретного значения второго входного сигнала $x_2(t)$. Табличные значения можно аппроксимировать теми или иными аналитическими выражениями, которые и будут являться статическими характеристиками смесителя. Наиболее употребительные методы нахождения аналитических функций, соответствующих экспериментальным данным, см. в работе [6].

Эксперименты по снятию статики смесителя весьма трудоемки: в каждом случае необходимо находить вид сигналов $x_i(t)$ и $y_i(t)$. Форма входного сигнала должна быть такой, чтобы выходной параметр $y(t)$ был четким. Это условие в большинстве случаев трудно осуществимо, так как для этого необходимо изменить конструкцию питателя ключевого компонента или на пути потока ключевого компонента, между питателем и смесителем, поставить специальный отскакатель. В последнем случае работа отскакателя, отводящего в течение какого-то времени поток ключевого компонента в сторону от смесителя, может быть заранее запрограммирована. Это позволяет получить конкретную необходимую форму входного сигнала $x_i(t)$.

Форма выходного сигнала $y_i(t)$ зависит от передаточной функции объекта (смесителя) и формы входного сигнала $x_i(t)$. Большинство конструкций смесителей непрерывного действия

имеют передаточную функцию, аналогичную статическому инерционному звену:

$$W(p) = \frac{K}{Tp + 1}.$$

У объектов с подобной передаточной функцией выходной стационарный сигнал $y(t)$, если входной стационарный сигнал $x(t)$ был регулярным, в большинстве случаев имеет форму синусоиды. Входной случайный сигнал на выходе из звена остается всегда случайным сигналом.

Если структура потоков внутри смесителя неизвестна, то найти его передаточную функцию аналитическим путем нельзя. В этом случае конкретный вид передаточной функции находят

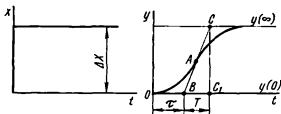


Рис. 76. График переходного процесса при ступенчатом возмущении входного сигнала

экспериментальным исследованием динамических свойств смесителя. Динамика любого проточного объекта может быть установлена изучением его реакции на импульсное или ступенчатое возмущение входного сигнала, т.е. снятием кривых переходного процесса (F - или S -кривых).

По кривой переходного процесса, полученной в результате ступенчатого изменения входного сигнала, можно найти постоянную времени T передаточной функции, коэффициент передачи и время запаздывания сигнала. Для этого надо к кривой переходного процесса (рис. 76) провести в точке максимальной скорости изменения входной величины (в точке A) касательную. Эта касательная пересечет линии начального установившегося значения $y(0)$ и нового установившегося значения $y(\infty)$ выходного параметра в точке B и C . Отрезок OB определяет суммарное время запаздывания объекта τ , которое складывается из транспортного и емкостного запаздывания. Отрезок BC называется постоянной времени объекта T . Постоянная времени — это условное время изменения выходной величины от начального значения до нового установившегося, если бы это изменение происходило с максимальной скоростью для данного переходного процесса. Постоянная времени характеризует способность объекта накапливать или рассеивать вещество, т.е. его инерционность.

Инерционность объекта непосредственно связана с его емкостью и структурой потоков материала через него. У аппаратов с хорошим внутренним перемешиванием материала инерционность зависит только от его емкости. Для таких аппаратов можно принять $T = V/Q$ (где V — объем аппарата, Q — объем материала, пропускаемого через аппарат в единицу времени). Для аппаратов с плохим перемешиванием материала по внутреннему объему подобный расчет будет ошибочным, так как у них $T \neq V/Q$.

Коэффициент передачи объекта определяется по кривой переходного процесса с помощью соотношения

$$K = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta x}. \quad (193)$$

Для смесителей $K=1$, так как $y(\infty)=100\%$, $y(0)=0\%$, $\Delta x=100\%$.

В питающем потоке можно выделить максимальные отклонения концентрации ключевого компонента $\Delta c_{\text{вх}}$ от заданной ее величины c_0 . В регулярных сигналах (прямоугольная или треугольная волна, синусоида и т. п.) величина $\Delta c_{\text{вх}} = A$. Если в сигнале величина A изменяется, то следует найти ее среднюю по нескольким измерениям A (при этом $\bar{\Delta c}_{\text{вх}} = \bar{A}$).

Если для смесителя определена амплитудно-частотная характеристика, то средняя максимальная амплитуда сигнала на выходе из смесителя $\Delta c_{\text{вых}}$ будет

$$\bar{\Delta c}_{\text{вых}} = A(\omega) / \bar{\Delta c}_{\text{вх}}. \quad (194)$$

Величина $\bar{\Delta c}_{\text{вых}}$ не должна превышать верхний или нижний пределы колебаний концентрации ключевого компонента в готовой смеси, установленные техническими условиями на качественную смесь.

В случайных сигналах значение $\bar{\Delta c}_{\text{вх}}$ можно определить следующим образом. Установлено, что в любом фиксированном сечении случайной функции $X(t)$ распределение значений случайной концентрации x во входном потоке подчиняется нормальному закону. Это позволяет с весьма высокой точностью принять

$$\bar{\Delta c}_{\text{вх}} = m_x(t) \pm 2\sigma_x(t), \quad (195)$$

где $\sigma_x(t)$ — среднее квадратическое отклонение случайной функции; $m_x(t)$ — математическое ожидание случайной функции. При этом $[\sigma_x(t)]^2 = D_x(t)$.

Если смеситель является линейной системой, а входящий в него сигнал описывается стационарной случайной функцией, обладающей эргодическим свойством, то можно записать следующие выражения:

$$S_y(\omega) = |W(i\omega)|^2 S_x(\omega); \quad (196)$$

$$D_y(t) = \int_{-\infty}^{\infty} S_x(\omega) |W(i\omega)|^2; \quad (197)$$

$$\kappa_{xy}(\tau) = \frac{1}{T_n - \tau} \int_0^{T_n - \tau} x(t) y(t + \tau) dt, \quad (198)$$

где $S_x(\omega)$; $S_y(\omega)$ — спектральные плотности входного и выходного сигналов; $|W(i\omega)|$ — модуль частотной характеристики системы; $D_y(t)$ — дисперсия выходного сигнала; $\kappa_{xy}(\tau)$ — взаимно-корреляционная функция; T_n — продолжительность реализации случайного процесса.

Корреляционную функцию входного потока, подаваемого большинством промышленных дозаторов, после выделения периподических составляющих можно представить в виде

$$K_x(\tau) = \sigma_x^2(t) \exp\left(-\frac{t}{T}\right) \quad (199)$$

или, выражая через спектральную плотность,

$$S_x(\omega) = \frac{T\sigma_x^2(t)}{\pi} \frac{1}{1 + T^2\omega^2}. \quad (200)$$

Частотная характеристика односекционного смесителя со средним временем пребывания в нем материала $\bar{t}_{нд}$ имеет вид

$$W(i\omega) = \frac{1}{1 + i\omega\bar{t}_{нд}}, \quad (201)$$

а квадрат ее модуля

$$|W(i\omega)|^2 = \frac{1}{1 + \omega^2\bar{t}_{нд}^2}. \quad (202)$$

Из сопоставления уравнений (196), (202) и (200) следует, что при прохождении входного потока со спектральной плотностью $T\sigma_x^2(t)/\pi$ через идеальную смесительную систему со средним временем пребывания в ней материала $\bar{t}_{нд} = T$ его спектральная плотность на выходе описывается выражением (200). Таким образом, смесительная система, на вход которой поступает поток с флуктуацией, описываемой уравнением (199) или (200), может быть заменена эквивалентной системой, состоящей из двух последовательно соединенных идеального смесителя со средним временем T пребывания материала в нем и реального смесителя, на вход которого подается поток, имеющий плоский спектр:

$$S_x(\omega) = \frac{T\sigma_x^2(t)}{\pi}. \quad (203)$$

Подобная замена упрощает вычисление интеграла (197), который после замены реального смесителя эквивалентной системой может быть записан в виде

$$D_y(t) = \int_{-\infty}^{\infty} S_x(\omega) |W_{n,1}(i\omega)|^2 |W_p(i\omega)|^2 d\omega = \\ = \frac{T\sigma_x^2(t)}{\pi} \int_{-\infty}^{\infty} |W_{n,1}(i\omega)|^2 |W_p(i\omega)|^2 d\omega. \quad (204)$$

Если реальный смеситель заменить эквивалентным числом ячеек идеального смешения, то для n -ячеечной модели смесителя с различным временем пребывания материала в каждой из n ячеек ($\bar{t}_1 \neq \bar{t}_2 \neq \dots \neq \bar{t}_n$) выражение (204) можно представить в следующем виде:

$$D_y(t) = \frac{T\sigma_x^2(t)}{\pi} \int_{-\infty}^{\infty} \frac{d\omega}{(1 + \bar{t}_1^2 \omega^2)(1 + \bar{t}_2^2 \omega^2) \dots (1 + \bar{t}_n^2 \omega^2)(1 + T^2 \omega^2)}. \quad (205)$$

При одинаковом времени пребывания материала в каждой ячейке идеального смешения

$$D_y(t) = \frac{T\sigma_x^2(t)}{\pi} \int_{-\infty}^{\infty} \frac{d\omega}{(1 + \bar{t}^2 \omega^2)(1 + T^2 \omega^2)},$$

а когда $\bar{t} \approx T$,

$$D_y(t) = \frac{T\sigma_x^2(t)}{\pi} \int_{-\infty}^{\infty} \frac{d\omega}{(1 + \bar{t}^2 \omega^2)^{n+1}}. \quad (206)$$

Решение интеграла (206) с учетом выражений (205) и (202) при $n=1$ имеет следующий вид:

$$D_y(t) = \frac{T\sigma_x^2(t)}{d}, \quad d = \bar{t}_1 + T; \quad (207)$$

при $n=2$

$$D_y(t) = \frac{T\sigma_x^2(t) d_2}{d_1 d_2 - d_3}, \quad (208)$$

где коэффициенты d соответственно равны:

$$d_1 = \bar{t}_1 + \bar{t}_2 + T; \quad d_2 = \bar{t}_1 \bar{t}_2 + \bar{t}_1 T + \bar{t}_2 T; \quad d_3 = \bar{t}_1 \bar{t}_2 T.$$

При $n \geq 3$ решение интеграла (206) может быть представлено в следующем виде:

$$D_y(t) = \frac{T\sigma_x^2(t) (2n^* - 2)!}{\bar{t}^2 \cdot 2^{2n^* - 2} \{(n^* - 1)!\}^2}, \quad (209)$$

где параметры n^* и $\bar{l}^*$ могут быть определены на основании средней $\bar{\tau}$ и дисперсии $\bar{s}^2$ экспериментальной функции распределения времени пребывания частиц (РВП) с помощью соотношений

$$\bar{l}^* = \frac{T^2 + \bar{s}^2}{T + \bar{\tau}}; \quad n^* = \frac{(T + \bar{\tau})^2}{T^2 + \bar{s}^2}.$$

При этом $\bar{\tau} = \bar{l}_1 + \bar{l}_2 + \dots + \bar{l}_n$; $\bar{s}^2 = s_1^2 + s_2^2 + \dots + s_n^2$.

После нахождения $D_y(t)$ можно определить $\Delta c_{\text{вых}}$:

$$\Delta c_{\text{вых}} = m_y(t) \pm 2 \sqrt{D_y(t)}. \quad (210)$$

Непрерывнодействующие смесители, обладающие инерционностью, являются фильтрами, которые пропускают гармонические колебания входного сигнала с частотой, расположенной только в диапазоне (см. рис. 74) $0 \leq \omega \leq \omega_{\text{ср}}$, где $\omega_{\text{ср}}$ — частота, выше которой амплитудно-частотная характеристика практически равна нулю (ее часто называют частотой среза). Из графической зависимости, показанной на рис. 74, видно, что смесители плохо сглаживают (фильтруют) низкочастотные колебания входных потоков. Поэтому при создании системы автоматического регулирования питателями низкочастотные колебания потока ключевого компонента являются тем параметром, по которому должна регулироваться величина потоков, подаваемых другими питателями.

СМЕШЕНИЕ КОМПОНЕНТОВ, ВВОДИМЫХ В НЕПРЕРЫВНО ДЕЙСТВУЮЩИЙ СМЕСИТЕЛЬ

С точки зрения процесса смешения компонентов непрерывнодействующие смесители можно условно разделить на следующие группы: 1) смесители, в которых материал перемещается вдоль оси без какого-либо продольного перемешивания частиц; 2) смесители, в которых материал перемещается вдоль оси при наличии некоторого продольного перемешивания частиц; 3) смесители, в которых поступившие компоненты перемещаются хаотично по всему внутреннему их объему.

Смесители первой группы практически безынерционные: любые нарушения в дозировании смешиваемых компонентов в них не исправляются. Поэтому они должны комплектоваться питателями с идеальной точностью дозирования компонентов смеси. Их конструкция должна обеспечить беспрепятственное перемещение материала и хорошее поперечное смешение компонентов смеси. Наиболее просто это можно выполнить, если материал заставить свободно падать через трубу, в которой вращаются радиальные мешалки.

Процесс радиального смешения в смесителях первой группы можно описать однопараметрической диффузионной моделью.

При этом скорость процесса определяется в основном скоростью вращения радиальных мешалок.

Длина смесителей, принадлежащих к первой группе, определяется скоростью транспортирования через них материала и временем завершения радиального смешения компонентов $t_{\text{онт}}$. Вследствие высокой скорости продольного смешения в них величина $t_{\text{онт}}$ исчисляется секундами, а необходимая длина — сантиметрами.

Несмотря на конструктивную простоту и малые габаритные размеры смесителей первой группы, стоимость смесительных установок, в состав которых они входят, весьма высокая. Это объясняется высокой стоимостью систем автоматического регулирования питателями большой точности. В настоящее время питателей сыпучих материалов с идеальной точностью дозирования не существует, поэтому качество смеси, выдаваемой смесителем первой группы, низкое.

В смесителе второй группы тоже наблюдается поршневой режим движения материала вдоль оси их корпуса. Однако в отличие от смесителей первой группы у них происходит при этом и некоторое постепенное продольное перемещение частиц относительно друг друга. Вследствие наличия продольного перемешивания частиц смесители второй группы обладают инерционностью и в них могут быть сглажены флуктуации входных потоков.

Процесс смешения отдельных компонентов в смесителях второй группы можно описать двухпараметрической диффузионной моделью. При расчетах процессы продольного и радиального смешения удобнее рассматривать отдельно, описывая их однопараметрической диффузионной моделью. Первый процесс должен обеспечить сглаживание входных флуктуаций до приемлемой величины, а второй — смешение введенных в смеситель компонентов. Необходимая длина смесителя в этом случае будет определяться наиболее медленно идущим процессом. Конкретный пример подобного расчета см. стр. 186—189.

Смесители третьей группы ближе других примыкают к аппаратам идеального смешения: поступающие в них компоненты сравнительно быстро перемешиваются с ранее находившимся там материалом. Они обладают большой инерционностью, поэтому мало чувствительны к плохому дозированию. Корпус смесителей третьей группы может быть разделен на отдельные секции, через которые последовательно перемещается смешиваемый материал.

Качество смеси на выходе из смесителя третьей группы будет определяться, во-первых, процессом разнosa введенных в него компонентов по всему перемешиваемому объему, а во-вторых, распределением времени пребывания отдельных частиц в этом объеме. Первый процесс определяет наличие дисперсии концентрации ключевого компонента D_1 в выходящем из смесителя по-

токе материала, второй—дисперсию времен пребывания частиц ключевого компонента в смесителе D_2 , вызванную колебаниями концентрации ключевого компонента в питающем потоке. Суммарная дисперсия, определяющая качество готовой смеси, $D_c = D_1 + D_2$, откуда величина коэффициента неоднородности готовой смеси

$$V_c = \frac{\sqrt{D_c}}{c_0} 100\%.$$

Величина D_1 зависит от запаса материала в смесителе, времени пребывания материала в смесителе и скорости вращения перемешивающего органа. Ее можно определить по кривым зависимости $V_c = f(t)$, экспериментально снятым при условии, что рассматриваемый смеситель работал как смеситель периодического действия (с остановленными питателями). При этом продолжительность смешения в таком периодически действующем смесителе должна быть равна среднему времени пребывания частиц в непрерывнодействующем смесителе.

Глава VII

КОНСТРУКЦИИ СМЕСИТЕЛЕЙ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

КЛАССИФИКАЦИЯ СМЕСИТЕЛЕЙ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Непрерывнодействующие смесители можно классифицировать по следующим признакам: 1) по конструктивному признаку (горизонтальные, вертикальные, с вращающимся валом, с вращающимся корпусом, односекционные, многосекционные и т. п.); 2) по характеру процесса смешения частиц (смесители с поршневым движением материала без продольного перемешивания частиц, с поршневым движением материала и частичным продольным перемешиванием частиц, с разномом введенного материала по всему внутреннему объему); 3) по способу воздействия на смесь (гравитационные, центробежные прямоточные, барабанные, вибрационные, червячно-лопастные, лопастные центробежного действия).

Первый признак почти никак не характеризует сущность протекающих в смесителях процессов, поэтому для классификации его лучше не использовать. Классификация по второму признаку весьма удобна, когда речь идет о методах расчета непрерывнодействующих признаков. Третий признак удобен для классификации смесителей, когда рассматриваются их принцип действия и конструктивные схемы.

Рассматриваемые ниже конструкции непрерывнодействующих смесителей классифицированы по третьему признаку.

В гравитационных смесителях компоненты смешиваются в результате движения сыпучего материала под действием сил тяжести. Известны следующие конструкции этих смесителей: лотковый, бункерный, ударно-распылительный, виброгравитационный.

Гравитационный лотковый смеситель представляет собой колонку 1 прямоугольного сечения, внутри которой установлены друг над другом наклоненные лотки 2 (рис. 77, а). Смешиваемые компоненты подаются в смеситель дозаторами непрерывным потоком через штуцера 3 и 4. Струя материала после встречи с поверхностью лотка перестраивается: по лотку материал скользит тонким слоем. Эту перестройку оценивают величиной кратности перестройки:

$$K_n = \frac{F_0}{F_k} \quad \text{или} \quad K_n = \frac{W_0 + gt}{W_0}, \quad (211)$$

где F_0 — первоначальная площадь поперечного сечения струи в см^2 ; F_k — площадь поперечного сечения слоя, покидающего лоток, в см^2 ; W_0 — скорость частиц, покидающих дозатор, в см/с ; g — ускорение силы тяжести в см/с^2 ; t — время достижения сечения F_k .

С учетом физико-механических свойств материала частиц и лотка, высоты падения частиц до лотка H , угла наклона лотка к горизонту α и его длины l величина K_n может быть рассчитана по формуле [24]

$$K_n = \frac{1}{W_0} \{ [W_0^2 + 2gH]^{0.5} (1 - \lambda) \sin \alpha \}^2 + 2l(1 - \mu)g \}^{0.5}, \quad (212)$$

где λ — коэффициент мгновенного трения частиц материала о поверхность лотка;

μ — коэффициент ослабления влияния гравитационного ускорения, учитывающий трение порошка о поверхность лотка и угол наклона его к горизонту.

Значения λ и μ находят экспериментально. Для ориентировочных расчетов можно принять $\lambda \approx 0,6$; $\mu \approx 0,6$. Угол наклона

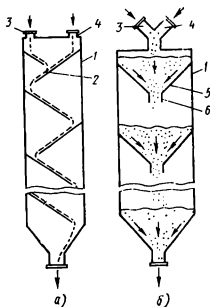


Рис. 77. Схемы гравитационных смесителей:
а — лотковый, б — бункерный

лотка к горизонту α должен быть больше угла трения сыпучего материала о поверхность лотка.

Отдельные компоненты смешиваются в момент встречи слоев, стекающих с первых двух лотков, при неравномерном их движении по последующим лоткам и пересыпании с лотка на лоток.

В гравитационном бункерном смесителе созданы несколько лучшие условия для перераспределения частиц. Конструктивно он представляет собой (рис. 77, б) цилиндрическую колонку 1, внутри которой смонтированы друг над другом пять или шесть конических днищ 5 с отверстиями 6. Таким образом, каждое коническое днище с частью цилиндрического корпуса колонки представляет собой бункер. Выпускные отверстия 6 в днищах должны быть выбраны с таким расчетом, чтобы в бункерах создавался определенный запас материала.

Компоненты смешиваются в результате неравномерного движения частиц по бункерам (принцип такого смешения см. в разделе «Усреднители»).

В гравитационном ударно-распылительном смесителе (рис. 78) поступающие из дозаторов через штуцера 1 компоненты последовательно проходят тонкими слоями по наклонным лоткам 2. Смешиваемые компоненты наслаиваются на нижнем лотке один на другой, что исключает возможность сосредоточения одного из них в каком-то месте верхнего бункера первой секции смесителя. Каждая секция смесителя состоит из цилиндрической обечайки 3, конусообразного днища 4 с центральным отверстием, шиберов 5 и ударно-распылительного накопечника 6. Выходящая из нижнего отверстия бункера струя свободно падающего материала встречает на своем пути накопечник 6. При ударе о накопечник она распыляется. Получающийся факел из твердых частиц имеет форму полого параболоида вращения. Оседающие из факела частицы падают на слой материала, находящийся в бункере последующей секции. Подобный процесс опускания частиц в бункере, истечения их из отверстия и последующего распыливания и оседания повторяется на каждой секции смесителя. Перераспределение частиц отдельных компонентов происходит как во время их движения по бункерам, так и в факелах.

Чтобы струя материала, вытекающая из отверстия конического днища, была устойчивой, необходимо иметь в бункере каждой секции определенный его запас. Это можно получить изменением величины выпускного отверстия с помощью шиберов 5. При пусках в работу смесителя каждый шибер, начиная с верхнего, открывается последовательно с некоторым интервалом времени, достаточным для создания определенного запаса материала в лежащем выше бункере.

В лотковом бункерном и ударно-распылительном гравитационных смесителях можно смешивать только хорошо сыпучие материалы. Этот недостаток удалось устранить в виброгравита-

ционном смесителе, в котором вследствие применения вибраций можно смешивать материалы со средней сыпучестью (табак, мсл, углеграфитовые порошки, цемент и т. п.).

Виброгравитационный смеситель (рис. 79) представляет собой колонку прямоугольного сечения, на которой установлен непрерывнодействующий дозатор 1, рассчитанный на одновременное дозирование до пяти различных материалов. Внутри каждой секции смесителя имеется несколько ударно-

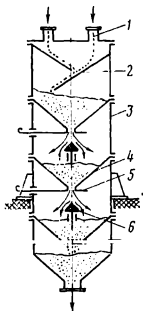


Рис. 78. Схема гравитационного ударно-распылительного смесителя

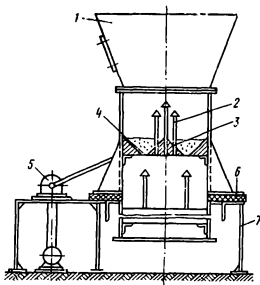


Рис. 79. Схема виброгравитационного смесителя

распылительных накопечников 2, закрепленных на разной высоте, и днище 3 с четырьмя отверстиями 4.

В отличие от ударно-распылительного смесителя, где компоненты распыляются в одном факеле, в каждой секции виброгравитационного смесителя образуется несколько факелов. В первой секции число факелов равно числу смешиваемых компонентов. Частично смешавшиеся при наложении факелов друг на друга компоненты оседают на днище 3 верхней секции, а затем выводятся через конические отверстия 4 четырьмя потоками во вторую ступень, где они снова распыляются. Из последней ступени смесь через центральное отверстие поступает в тару.

Для увеличения подвижности сыпучего материала корпус смесителя вибрирует с помощью пневматического или механического вибратора 5. Поэтому смеситель устанавливают на резинно-

металлическом амортизаторе 6, который монтируют на станне 7.

При вибрации смесителя коэффициент внутреннего трения материала уменьшается, что исключает возможность застывания смешиваемой массы при переходе ее из секции в секцию. Кроме того, это позволяет уменьшить угол наклона к горизонту внутренних рабочих поверхностей смесителя, что намного сокращает его размеры.

Проведенные в МИХМе испытания лабораторных моделей гравитационных смесителей показали, что в них может быть достигнута достаточная однородность смесей в сравнительно небольшом числе секций. На рис. 80 показана зависимость V_c в функции от числа секции, построенная по данным опытов, проведенных на этих моделях гравитационных смесителей. Производительность испытанных смесителей была равна 100—200 кг/ч.

К преимуществам гравитационных смесителей можно отнести: простоту устройства, отсутствие движущихся побудителей смешения, малые удельные расходы энергии.

Их недостатки: низкое качество смешения, необходимость точного дозирования из-за низкой сглаживающей их способности, возможность смешения материалов только с хорошей и в отдельных случаях — средней сыпучестью.

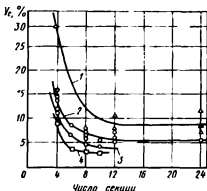


Рис. 80. Зависимость коэффициента неоднородности смеси от числа секций в гравитационных смесителях конструкции МИХМа:

1 — железобетонно-пересыпной; 2 — ударно-распылительный; 3 — виброгравитационный (при работе на средне-дисперсных материалах); 4 — виброгравитационный (при работе на мелко-дисперсных материалах)

БАРАБАНЫЕ СМЕСИТЕЛИ

Непрерывнодействующие барабанные смесители выпускаются в основном с цилиндрическим корпусом, расположенным горизонтально или с небольшим углом наклона к горизонту (до 4°).

К наружной поверхности трубчатого корпуса (барабана) 1 жестко прикрепляют два или более банджа 2 и 4, которые опираются на опорные ролики 6 и 10 (рис. 81). Барабан приводится от электродвигателя 7 через редуктор 8 и зубчатую пару 9; 3. Малую шестерню 9 этой пары закрепляют на выходном валу редуктора или промежуточном валу, связанном муфтой с редуктором (на рис. 81 показан первый случай), а большую шестерню 3 — на барабане.

Большая шестерня, называемая венцовым колесом, состоит из двух частей. На барабане ее крепят одним из способов, рекомендованных для цементных печей. Направление вращения малой шестерни должно обеспечить разгрузку опорных роликов от составляющей окружной силы. Отдельные части венцового колеса отливают из стали марки 50Л.

Опорные ролики 10 монтируют на двух радиальных двухрядных сферических роликоподшипниках типа 3000, устанавливаемых в отдельных корпусах. Корпусы подшипников — разъем-

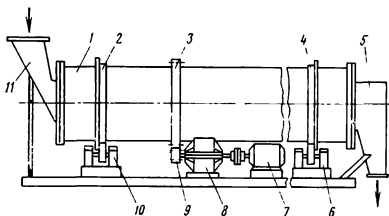


Рис. 81. Схема барабанного смесителя непрерывного действия

ные, закрепляются они на сварной раме (в некоторых случаях опорные ролики вращаются в подшипниках скольжения). Опорные ролики, их подшипники и рама составляют так называемую опорную станцию. При установке барабана на двух опорных станциях одна из них делается опорной, а другая — упорно-опорной. В упорно-опорной станции в отличие от просто опорной станции имеются два добавочных упорных ролика, которые фиксируют положение барабана в осевом направлении. Упорные ролики устанавливают так, чтобы они касались боковой поверхности бандажа.

Материал, дозируемый питателями, поступает в барабан по наклонной лопатке 11. Готовая смесь из барабана выходит с противоположного конца. Для поддержания необходимого уровня материала в барабане здесь вваривают подпорное кольцо. Высыпавшийся через кольцо материал попадает в разгрузочную камеру 5, жестко закрепленную на станине смесителя.

Материал в смеситель можно подавать непрерывным потоком или порционно. Последнее оказалось возможным благодаря тому, что материал внутри корпуса размывается. Даже если в барабан подавать отдельные компоненты поочередно с определенной частотой, то при наличии соответствующей длины барабана на выходе из него можно получить однородную смесь.

Зазоры между поверхностями вращающегося корпуса 1 и неподвижных точки 11 и разгрузочной камеры 5 могут быть уплотнены с помощью резиновых манжет.

Барабан смесителя может быть сварен из листового проката или изготовлен из готовых труб. Его наружный диаметр должен быть выбран по ГОСТу 9617—67. Наибольший из известных автору барабанных смесителей имеет диаметр корпуса, равный 5 м.

Для увеличения продольного смещения материала внутри барабана иногда монтируют винтовую насадку, состоящую из спиральных лент, прикрепленных к внутренней стенке барабана. В некоторых конструкциях барабанных смесителей внутри корпуса, в его нижней части, устанавливают лопастной вал или шнек, вращающийся от самостоятельного привода. Канадская фирма Торонто Коперсмитинг и К° выпускает барабанные смесители, вдоль корпуса которых устанавливается неподвижный вал с закрепленными на нем спиральями.

В отечественной промышленности непрерывнодействующие барабанные смесители изготавливают в основном для смешения различного рода строительных растворов и смесей, хотя они могут быть использованы и для смешения сухих порошкообразных материалов.

Техническая характеристика некоторых отечественных барабанных смесителей непрерывного действия дана в табл. 17.

Для описания процесса смешения в гладком барабане (без внутренних устройств) может быть использована диффузионная модель:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = \bar{D} \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} - W \frac{\partial c}{\partial x}, \quad (213)$$

где c — концентрация индикатора в потоке материала; t — время от момента ввода индикатора в смеситель; x — расстояние от места ввода индикатора до рассматриваемого поперечного сечения барабана; $\bar{D}$ — коэффициент продольного смещения; W — линейная скорость потока материала через смеситель.

Решим это уравнение при следующих начальных и граничных условиях:

$$\begin{aligned} c &= 0 && \text{при всех } x > 0, \text{ если } t = 0; \\ c &= \lambda \delta(t) && \text{при } x = 0, \quad t > 0; \\ c &= 0 && \text{при } x = \infty, \quad t > 0. \end{aligned}$$

Решение уравнения (213) при этих условиях имеет вид

$$C = c(t, x) = \frac{\lambda x}{2 \sqrt{\pi \bar{D} t^3}} \exp \left[-\frac{(x - Wt)^2}{4 \bar{D} t} \right], \quad (214)$$

где $\delta(t)$ — дельта-функция; $\lambda = G/Q$ — продолжительность импульса; G — количество введенного индикатора или величина возмущения потока; Q — весовой расход материала через смеситель.

Таблица 17

Техническая характеристика барабанных смесителей, выпускаемых
Уральским заводом тяжелого машиностроения

Показатель	Смеситель барабанный типа		Смеситель бара- банный со шнеком
	2,5×5	2,8×6	
Диаметр барабана внутренний в м . . .	2,5	2,8	2,8
Длина барабана в м	5,0	6,0	6,0
Скорость вращения барабана в об/мин	8	6	4,3; 6,5; 8,7
Производительность в т/ч:			
при 10%-ном заполнении и угле установки 4°	270	—	—
при 6%-ном заполнении и угле уста- новки 0°	150—200	—	135—270
при 10%-ном заполнении и угле установки 0°	150—200	—	—
при 15%-ном заполнении и угле установки 4°	—	450	—
Установочная мощность электродвига- теля в кВт:			
привода барабана	40	55	35; 52,5; 70
привода шнека	—	—	28
Масса смесителя в т	14,43	16	15
Габаритные размеры в м:			
длина	8,095	9,483	3,916
ширина	3,96	4,492	4,17
высота	4,15	4,15	1,016

Изменения концентрации индикатора, мгновенно введенного в аппарат, на выходе из него могут быть рассчитаны по уравнению плотности распределения времени пребывания частиц в смесителе:

$$c(t) = \frac{0,43\lambda}{St\sqrt{2\pi}} \exp\left[-\frac{(\lg t - \lg \bar{t})^2}{2S^2}\right], \quad (215)$$

где S^2 — относительная дисперсия логарифма времени пребывания частиц материала в смесителе; $\bar{t}$ — среднее время пребывания частиц в смесителе, равное отношению длины барабана к скорости потока материала через него.

Для смесителя рассматриваемого типа можно принять

$$(S')^2 = \frac{2D}{LW} = \frac{2\bar{D}\bar{t}}{L^2}, \quad (216)$$

где $(S')^2$ — относительная дисперсия времени пребывания частиц в смесителе; L — длина барабана.

Между S и S' существует связь:

$$S = \lg e S' \approx 0,43S', \quad (217)$$

где e — основание натуральных логарифмов.

Величина $\bar{t}$ при заданной производительности питающего потока определяется длиной барабана, поэтому уравнение (215) позволяет оценить распределение индикатора в любом его поперечном сечении:

$$c(t) = \frac{GL}{2Q\sqrt{\pi D t^3}} \exp\left[-\frac{(L - Wt)^2}{4Dt}\right]. \quad (218)$$

Из выражения (218) видно, что при прочих равных условиях чем больше величина $\bar{D}$, тем меньше значение максимальной ординаты кривой плотности распределения времени пребывания индикатора в смесителе до рассматриваемого сечения смесителя.

Используя уравнения (215) и (218), можно рассчитать величину максимального отклонения концентрации ключевого компонента $c(t)_{\max}$ (индикатора) в потоке на выходе из смесителя с учетом максимальных отклонений ее во входном потоке:

$$c(t)_{\max} = \frac{0,43\lambda}{\bar{S}\bar{t}\sqrt{2\pi}} = \frac{GL}{2Q\sqrt{\pi D t^3}}. \quad (219)$$

Если возмущение на входном потоке имеет форму, отличную от мгновенного импульса, то необходимо рассчитывать дисперсию времени пребывания частиц в смесителе с учетом формы возмущающего воздействия. Например, пусть возмущение на входе имеет форму прямоугольника шириной t_n . Дисперсия продолжительности такого возмущения для барабанного смесителя в этом случае

$$S_n^2 = \frac{1}{t_n} \int_0^{t_n} \left(t - \frac{1}{2}t_n\right)^2 dt = \frac{t_n^2}{12}; \quad S_a^2 = S_t^2 + S_n^2,$$

где S_a^2 — абсолютная дисперсия кривой отклика с поправкой на время ввода индикатора; S_t^2 — абсолютная дисперсия времени пребывания частиц в смесителе при мгновенном вводе индикатора; S_n^2 — абсолютная дисперсия времени продолжительности пульсаций.

Переходя к относительной дисперсии, имеем

$$(S')^2 = \left(S_t^2 + \frac{t_n^2}{12}\right) / \bar{t}^2. \quad (220)$$

Далее переходим к дисперсии логарифма времени пребывания S^2 по уравнению (217), что позволяет использовать для расчетов уравнение (215).

Используя выражение (219), можно рассчитать время, необходимое для снижения возмущения на входе до заданной величины, т. е. до $c(t)_{\max}$:

$$\bar{t} = \frac{G}{c(t)_{\max} Q S' \sqrt{2\pi}}. \quad (221)$$

Для этого необходим барабан длиной

$$L = \frac{GW}{c(t)_{\max} QS' \sqrt{2\pi}}.$$

Величина коэффициента продольного смещения может быть подсчитана по уравнению

$$\bar{D} = K\omega^{0,9} d^{1,9} W^{0,1} \varphi_3^{0,25}, \quad (222)$$

где K — коэффициент, зависящий от физико-механических свойств смешиваемых компонентов (для материала типа кварцевого песка $K \approx 0,5 \cdot 10^{-3}$); ω — угловая скорость вращения барабана; d — внутренний диаметр барабана; φ_3 — коэффициент заполнения барабана.

Для барабанов, имеющих винтовую насадку, приведенные уравнения тоже могут быть использованы, но для них следует определить значения коэффициента продольного перемешивания, которые в принципе должны быть больше по абсолютной величине, чем для гладких барабанов.

Мощность привода непрерывнодействующих барабанных смесителей может быть рассчитана по приближенной формуле

$$N = 0,34 d^3 L n \rho_n \varphi_3 K \text{ кВт}, \quad (223)$$

где d — диаметр барабана в м; L — длина барабана в м; n — скорость вращения барабана в об/мин;

ρ_n — насыпная плотность смешиваемого материала в кг/л; φ_3 — коэффициент заполнения (для гладких барабанов можно принять $\varphi_3 = 0,3$); K — коэффициент, учитывающий наличие насадки в барабане (для гладких барабанов $K = 1$, для барабанов с винтовой лопастной насадкой $K = 1,5 \div 1,6$).

ЧЕРВЯЧНО-ЛОПАСТНЫЕ СМЕСИТЕЛИ

В червячно-лопастных смесителях для смешения и осевого перемещения сыпучих материалов служат лопатки, спирали, прерывистые витки шнека или винтовые ленты, закрепленные на одном или двух параллельных валах, пропущенных через корпус смесителя. Сечение корпуса этих смесителей может иметь одну из следующих форм: цилиндрическую, корытообразную, овальную, перевернутой восьмерки.

В двухвальных смесителе валы могут вращаться навстречу друг другу или в одну сторону. Перемешивающие элементы, закрепляемые на валах, как правило однотипные (либо лопатки, либо ленты и т. д.). Однако имеются червячно-лопастные смесители, у которых перемешивающие элементы чередуются: например, лопатки перемежаются несколькими витками шнека. Направление винтовых линий, по которым монтируют перемешивающие элементы, в двухвальных смесителях может быть оди-

наковым или разным. В последнем случае один из валов должен иметь значительно большую транспортирующую способность с тем, чтобы обеспечить прохождение смешиваемого материала вдоль смесителя, от места загрузки до места выгрузки.

Червячно-лопастные смесители относятся к тихоходным машинам: скорость вращения их валов обычно не превышает 150 об/мин. Валы приводятся во вращение от электродвигателя через редуктор, смонтированный на станине смесителя. У двух-валовых смесителей один из валов является ведущим; он непосредственно связан с вы-

ходным валом редуктора. Второй вал (ведомый) получает вращение от первого с помощью пары шестерен.

Червячно - лопастные смесители используют в основном для смешения увлажненных или плохо сыпучих материалов.

На рис. 82 показана схема установки УНДС, разработанной во ВНИИТе (Всесоюзном конструкторско - технологическом институте источников гока), в состав которой входит червячно-лопастной смеситель [25].

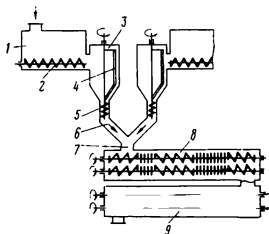


Рис. 82. Схема смесительной установки УНДС конструкции ВНИИТа

Установка предназначена для непрерывного приготовления композиций, увлажненных порошков. Работает установка УНДС следующим образом. Отдельные компоненты, подлежащие смешению, загружают в бункера хранения 1, откуда они непрерывно подаются с помощью шнеков 2 в бункера-дозаторы 3. Через каждый бункер-дозатор пропущен вал, имеющий привод от электродвигателя. На этом валу закреплены воронитель 4 и несколько витков шнека 5, входящих в нижний патрубок бункера-дозатора. Этими витками определенное количество материала дозируется на лоток 6, откуда он тонким слоем соскальзывает в приемную камеру 7. В этой камере тонкие слои отдельных компонентов наслаиваются друг на друга и поступают внутрь смесителя. Смеситель состоит из двух секций: верхней 8, предназначенной для сухого смешения порошков, и нижней 9, в которой порошки увлажняются. Секция сухого и влажного перемешивания одинаковы и представляют собой два вала, которые имеют чередующиеся лопасти прямоугольной формы, повернутые относительно оси вала на 45° , и витки замкнутого шнека, помещенные в корытообразный корпус. Вращающиеся

валы проталкивают материал с одного конца смесителя к другому, непрерывно его перемешивая.

Производительность установки УНДС 300—1000 кг/ч порошков с влажностью 15—20% (ее техническая характеристика приведена в табл. 18).

Таблица 18

Техническая характеристика червячно-лопастных смесителей

Тип	Наиболь- ший диа- метр лопастей червяка в мм	Скорость вращения вала в об/мин	Производи- тельность в м ³ /ч	Установоч- ная мощ- ность элек- тро- двигателей в кВт	Масса смесителя в т
СН-75	75	0,5—3,3	—	6	—
СН-150	150	0,5—3,3	—	40	—
СН-300	300	0,3—2,5	—	80	—
УНДС	80	30—150	0,3—1	6	—
Одновальные для сухого смешения шихтовых масс:					
I	200	25—40	2	0,7	0,25
II	250	25—40	4	1,1	0,36
III	300	25—40	6	1,4	0,4
Двухвальные для сухого смешения шихтовых масс:					
СМ-447	600	31	11—20	11—18	3,4
СМ-449	600	31	11—20	11—18	3,5
Противоточный	650	30—50	11	20	6
Спирально-винтовые:					
односпиральный	27	340	0,3	0,5	—
двухспиральный	51 и 35	650 и 550	0,4	0,5	—

Испытания установки УНДС, проведенные А. В. Чувпило, показали, что на ней возможно при тонкослойном пропорциональном дозировании получение смесей высокого качества: $V_c = 1,5 \div 2,0\%$ [25]. Энергозатраты в ней не превышают 2 кВт·ч/т готовой смеси.

УкрНИИХИММАШ разработал двухвальные шнековые смесители типа СН. Они состоят из разъемного горизонтального корпуса, внутренняя полость которого в поперечном сечении подобна повернутой набок цифре 8. По оси каждого полуцилиндра размещены четырех- или шестигранные валы, на которые насажены съемные кулачки. Для сыпучих материалов применяют самоочищающиеся линзовые или трехгранные кулачки (рис. 83). Кулачки на валы одеты так, что их вершины образуют прерывистую винтовую линию. По длине валы имеют зоны транспортирования, смешения, обратной циркуляции, которые образуются комбинацией съемных винтовых насадок с прямой и обратной нарезкой и кулачков. Смесители СН эффективно работают при

смешении сыпучих материалов с жидкими добавками, хотя предназначены они главным образом для перемешивания паст.

Основная техническая характеристика смесителей СН приведена в табл. 18.

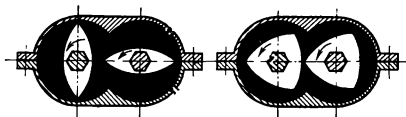


Рис. 83. Схемы кулачков двухвального смесителя СН

Наибольшее распространение червячно-лопастные смесители получили в производствах кирпича, огнеупорных изделий, в стекольной промышленности, т.е. в производствах, где требуется приготовление влажных композиций порошков. Смесители этих

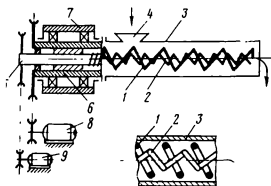


Рис. 84. Схема двухспирального смесителя

производств, как правило, двухвальные. Наиболее известным среди них является смеситель типа СМ-417, его техническая характеристика приведена в табл. 18.

Спирально-винтовые смесители являются разновидностью червячно-лопастных смесителей. Состоят они из следующих основных узлов: трубочатого корпуса, одной или двух соосных цилиндрических винтовых спиралей, вставленных в корпус, и привода спиралей. В зависимости от количества цилиндрических винтовых спиралей эти смесители подразделяют на односпиральные и двухспиральные.

На рис. 84 приведена схема конструкции двухспирального смесителя, разработанного в Казанском химико-технологическом институте им. С. М. Кирова [1]. В трубочатом корпусе 3 этого смесителя вращаются две цилиндрические винтовые спирали 1 и 2, изготовленные из стальной или бронзовых пружинных проволок с противоположным подъемом витков, что исключает их сцепление во время вращения. Направление вращения наружной спирали 1 выбрано с таким расчетом, чтобы смешивае-

мыс компоненты, поданные в загрузочный патрубок 4, перемещались к концу трубы. Внутренняя спираль 2 может вращаться в любую сторону. Направление ее вращения назначают с учетом производительности смесителя, качества смешения и физико-механических свойств смеси. Спирали закреплены на валках 5 и 6, вращающихся в подшипниковом узле 7. Валки приводятся во вращение от электродвигателей 8 и 9 через клиноременные передачи. Если спирали вращаются в одну сторону и с одинаковой угловой скоростью, то их закрепляют на одном валке, приводящем во вращение от одного электродвигателя.

Эксперименты показали, что односпиральный смеситель обеспечивает качество смеси $V_c = 3,3 \div 5\%$ при удельной производительности $50-120 \text{ м}^3/(\text{ч} \cdot \text{м}^3)$ и удельных энергозатратах $0,06-0,15 \text{ (кВт} \cdot \text{ч)/т}$ готового продукта. Двухспиральный смеситель обеспечивает лучшее качество смеси ($V_c = 1,4 \div 5,8$), когда спирали вращаются с одинаковым числом оборотов в минуту. Удельные энергозатраты двухспирального смесителя несколько выше, чем у односпирального: $0,08-0,34 \text{ (кВт} \cdot \text{ч)/т}$ продукта при удельной производительности $200-300 \text{ м}^3/(\text{ч} \cdot \text{м}^3)$.

На качество смеси, получаемой в спирально-винтовых смесителях, существенно влияют: шаг спиралей, их относительная скорость вращения, коэффициент заполнения корпуса материалом φ_3 .

Основные конструктивные параметры двухспиральных смесителей рекомендуется принимать из следующих соотношений [20]:

$$\begin{aligned} d_1 &= (0,75 \div 0,9) D_p; & d_2 &= (0,85 \div 0,95) \cdot (d_1 - 2\delta_1); \\ S_1 &= (1,2 \div 1,4) d_1; & S_2 &= (1,4 \div 1,6) d_2; \\ \alpha_1 &= 25 \div 30^\circ; & \alpha_2 &= 30 \div 35^\circ; \\ \delta_1 &= (0,12 \div 0,8) d_1; & \delta_2 &= (0,15 \div 0,2) d_2; \\ L_{см} &= (20 \div 30) D_p; & \varphi_3 &= 0,6 \div 0,9. \end{aligned}$$

Здесь d_1, d_2 — диаметр спиралей; S_1, S_2 — шаг спиралей; α_1, α_2 — углы подъема спиралей; δ_1, δ_2 — диаметр поперечного сечения спиралей; D_p — внутренний диаметр корпуса смесителя; $L_{см}$ — рабочая зона смешения (величины с индексом 1 относятся к наружной спирали, а с индексом 2 — к внутренней спирали).

Производительность спирально-винтовых смесителей может быть определена по формулам

$$\left. \begin{aligned} Q &= Q_1 - Q_2 \text{ т/ч;} \\ Q_1 &= 40 (F_1 - F_2) S_1 n_1 \rho_n \text{ т/ч;} \\ Q_2 &= 40 (F_2 S_2 n_2 \rho_n) \text{ т/ч;} \\ F_1 &= \frac{\pi d_1^2}{4}; & F_2 &= \frac{\pi d_2^2}{4}, \end{aligned} \right\} \quad (224)$$

где n_1, n_2 — скорость вращения спиралей в об/мин.

Значение диаметра D_p корпуса двухспирального смесителя с сопряженными спиралями можно назначать в зависимости от объемной производительности смесителя:

Q в м ³ /ч	До 0,3	0,7	1,0	1,5	2,0
D_p в мм.	40	50	60	75	100

Величина мощности, необходимая для вращения спиралей в рабочих условиях,

$$N = \frac{Q}{367} L_{см} K_c \text{ кВт}, \quad (225)$$

где K_c — коэффициент сопротивления перемешиванию.

Для сыпучих материалов типа кварцевого песка ($\rho_n = 1,35 \text{ т/м}^3$) величина $K_c = 100 \div 150$. Для смесей с другой насыпной плотностью ρ_n величина $K_c = (100 \div 150) \frac{\rho_n}{1,35}$.

Общими преимуществами червячно-лопастных смесителей являются: возможность смешения плохо сыпучих и влажных материалов, высокая производительность, а недостатками — необходимость точного дозирования, быстрое истирание рабочих органов.

ВИБРАЦИОННЫЕ СМЕСИТЕЛИ

Вибросмесители можно условно разделить на две группы: циркуляционные и активационные. К первой группе относятся все вибросмесители, в которых вибрация направлена на создание циркуляции смешиваемого материала (вибромельница, трубные вибросмесители, смесители Гипростройиндустрии ОБ-2, ВНИИСтройдормаш, ДВ-60, ВНИИНСМ ДВС и др.). Ко второй группе относятся смесители, в которых вибрация не вызывает циркуляцию материала, а предназначена для «активации» проходящего в них процесса (вибродистрономешалки, бетономешалки и т. п.). Первая группа смесителей отличается большими амплитудами (3—4 мм против 0,3—0,5 мм в смесителях второй группы) и относительно малыми частотами колебаний (1,5—2 тыс. колебаний в минуту против 3—12 тыс. колебаний в минуту в смесителях второй группы).

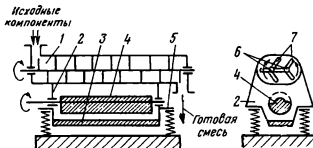
Большинство вибросмесителей предназначено для смешения влажных материалов, хотя в каждом из них может быть произведено сухое смешение.

Из вибросмесителей первой группы для непрерывного смешения сухих сыпучих материалов могут быть рекомендованы смесители ДВС-Н, разработанные ВНИИНСМом (Всесоюзный научно-исследовательский институт новых строительных материалов), и трубные вибросмесители.

Принципиальная схема конструкции вибросмесителя ДВС-11 показана на рис. 85. В корпусе 1 смесителя овальной формы смонтированы два вала 6 с лопатками 7. Валы вращаются на-

встречу друг другу. Одна часть приваренных к валам лопаток имеет угол атаки 90° , а другая — 45° . Первые лопатки выполняют функцию перемешивания, а вторые служат для продвижения смешиваемых компонентов вдоль корпуса смесителя. Корпус смесителя закреплен на сварной раме 2, установленной на пружинах 5. Рама приводится в колебательное движение вращающимся валом 4 с дебалансом. В нижней части рамы установлен противовес 3. Вали смесителя приводятся во вращение от электродвигателя через редуктор, оба они смонтированы на жесткой

Рис. 85 Схема вибросмесителя ДВС-Н конструкции ВНИИНСМа



станции смесителя. К этой станции прикреплены и нижние части пружин 5. Выходной вал редуктора соединен с одним из лопастных валов смесителя пружиной или резиновой муфтой. Второй лопастной вал имеет привод от первого лопастного вала через зубчатую пару. Вал 4 с дебалансом приводится во вращение либо от самостоятельного электродвигателя, либо от электродвигателя, вращающего лопастные валы.

Вибросмеситель ДВС-Н работает следующим образом. Подлежащие смешению компоненты из дозаторов подаются в приемную воронку вибросмесителя, откуда они попадают во внутреннюю полость смесителя. Там компоненты подвергаются интенсивному перемешиванию лопатками с углом атаки 90° , а лопатками с углом атаки 45° смесь проталкивается вдоль корпуса смесителя к выгрузному штуцеру, откуда готовая смесь поступает в приемный бункер.

Благодаря вращению лопастей и вибрации корпуса создается интенсивная внутренняя циркуляция материала в поперечных сечениях, приводящая к высоким скоростям процесса радиального смешения.

ВНИИНСМом разработаны двухвальные непрерывные вибросмесители ДВС трех типоразмеров: ДВС-100Н, ДВС-150Н; ДВС-200Н (цифра указывает размах лопастей вала в миллиметрах). Вибросмеситель ДВС-200Н состоит из двух вибросмесителей ДВС-100Н, закрепленных на одной вибрирующей станине (табл. 19).

В тубных вибросмесителях смешиваемая масса сыпучего материала непрерывно передвигается вдоль вибрирующей тру-

Техническая характеристика вибросмесителей ВНИИНСМА и ИСиА

Показатель	Тип смесителя		
	ДВС-150Н	ДВС-200Н	ИСиА
Частота колебаний в минуту	1350	1450	2200
Амплитуда колебаний в мм	2—3	2—3	4
Дебалансовый момент в Н·см·10 ⁻¹	72	90—195	976
Установочная мощность электродвигателя в кВт	1,5	4,5	28
Количество электродвигателей	1	2	2
Скорость вращения лопастных валов в об/мин	200	150	—
Расчетная производительность в м ³ /ч	2	6—8	35
Общая масса смесителя в т	0,86	0,56	5,82
Габаритные размеры в мм:			
длина	1900	2500	4100
ширина	1100	1400	1420
высота	1100	900	1640

бы. Труба движется (колеблется) по круговой или эллипсoidalной траектории с высокими ускорениями. Эти ускорения столь велики, что находящаяся в трубе масса сыпучего материала при колебаниях то отрывается от ее стенок, то контактирует с ними. Основная масса сыпучего материала движется (циркулирует) в поперечных сечениях трубы в сторону, обратную вращению вибратора.

На рис. 86 показана принципиальная схема конструкции трубного вибросмесителя, разработанного ИСиА (Института строительства и архитектуры) АН Латв ССР. В корпусе 1 вибросмесителя эксцентрично размещена труба 2. Внутри трубы 2 вращается вал с закрепленными на нем дебалансами 5. Вал приводится во вращение с помощью клиноременной передачи от электродвигателя, установленного на станине смесителя. Корпус смесителя опирается на восемь пар цилиндрических пружин 4. Пружины через резиновые прокладки 8 опираются на станину 7 корпуса. Смешиваемые компоненты загружают через штуцер 9, вваренный в одном конце корпуса, а выгружают через штуцер 6, вваренный в другом конце корпуса. Высоту подпора материала принимают из расчета коэффициента заполнения корпуса смесителя, равного 0,8. Смесь имеет продольное перемещение вследствие разницы в высоте слоя в местах загрузки и выгрузки. При вибрации корпуса смесителя между сыпучим материалом и вибрирующими органами (внутренней стенкой корпуса и наружной стенкой трубы 2) образуются серповидные зазоры 3.

Проведенные в ИСиА испытания показали, что в трубном вибросмесителе можно достичь хорошего качества смешения за

сравнительно короткий промежуток времени. На рис. 87 приведены графики зависимости $V_c = f(t)$, построенные по экспериментальным данным, полученным на опытных вибросмесителях. Кривая 1 относится к опытному вибросмесителю без внутренней трубы (вал с дебалансом закреплен вне корпуса смесителя), кривая 2 — к опытному вибросмесителю, выполненному по схеме, изображенной на рис. 86, а кривая 3 — к опытному вибро-

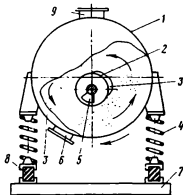


Рис. 86. Схема трубного вибросмесителя конструкции ИСиА

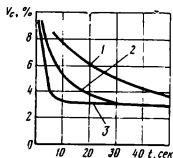


Рис. 87. Графики зависимости $V_c = f(t)$ для вибросмесителей

смесителю, внутри которого расположены по радиусу несколько пластин (турбулизаторов). В опытные вибросмесители загружалась смесь, состоящая из древесных опилок (фракция 1—5 мм), и мелкий гравий (фракция 2,5—5 мм). Корпусы этих смесителей вибрировали с амплитудой 4 мм и частотой 1500 мин⁻¹. Технические данные одного из вариантов промышленного вибросмесителя конструкции ИСиА приведены в табл. 19.

ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ ПРЯМОТОЧНЫЕ СМЕСИТЕЛИ

Центробежный прямоточный смеситель конструкции А. М. Ластовцева представляет собой (рис. 88) цилиндрический корпус 1, составленный из нескольких царг. По оси корпуса проходит вал 2, на котором укреплены конусы 3 и радиальная лопасть 4. Конусы 3 перемежаются с коническими пересыпными точками 5, закрепленными жестко внутри корпуса. Сыпучая масса непрерывно подается через штуцер 6 в верхней крышке корпуса смесителя, а выгружается через люк 7 с помощью лопасти 4. Вал смесителя приводится во вращение через клиноременную передачу от электродвигателя 8.

Работает центробежный прямоточный смеситель следующим образом. Подлежащие смешению сыпучие компоненты после дозирования вводятся через штуцер 6 непрерывным потоком в

корпус смесителя, там они попадают внутрь первого конуса. Под действием центробежных сил инерции материал поднимается по внутренней поверхности конуса и сбрасывается с его края в виде пылевидного факела. После удара о стенку корпуса смесителя частицы материала оседают на неподвижную коническую течку и ссыпаются в нижележащий вращающийся конус, где процесс повторяется.

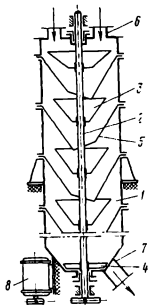


Рис. 88. Схема центробежного прямоточного смесителя конструкции А. М. Ластовцева

В кольцевом пространстве между конусами и корпусом смесителя образуются вращающиеся вихри из взвешенных в воздухе частиц материала. Смешение частиц разных компонентов протекает на вращающихся конусах, в вихре и при сползании по течкам.

Однородность получаемой в смесителе композиции зависит от многих факторов: точности дозирования, числа секций, производительности, скорости вращения вала, физико-механических свойств смешиваемых компонентов.

Как показали эксперименты, увеличение скорости вращения конусов примерно до значения центробежного ускорения на их краях, равного $\omega^2 R = 300 \text{ м/с}^2$, приводит к улучшению качества смеси. При значениях центробежного ускорения $\omega^2 R > 300 \text{ м/с}^2$ заметного улучшения качества смеси не наблюдается, поэтому величина $\omega^2 R = 300 \text{ м/с}^2$ может быть принята за оптимальную.

Пропускная способность (производительность) центробежного прямоточного смесителя определяется размером конусов, площадью кольцевого сечения между наружной кромкой конуса и внутренней стенкой корпуса и физико-механическими свойствами смеси. Для порошкообразных материалов при величине $\omega^2 R \geq 300 \text{ м/с}^2$ пропускная способность смесителя может быть принята равной $100 \text{ м}^3/\text{ч}$ на 1 м^2 площади кольцевого сечения.

Количество секций смесителя может быть назначено с учетом необходимого качества смеси из выражения [14]

$$V_c = \frac{26,5}{m^2} + 1,6\%, \quad (226)$$

где m — число секций смесителя.

Из этого выражения видно, что увеличение числа секций больше пяти не имеет смысла: качество смеси почти не улучшается, а металлоемкость и расход энергии возрастают.

время просыпания материала внутри смесителя исчисляется секундами, вследствие чего он имеет большую удельную производительность единицы объема, равную $4-10 \text{ м}^3/(\text{ч} \cdot \text{м}^3)$ смеси, при небольших энергетических затратах (менее $0,5 \text{ (кВт} \cdot \text{ч)/т}$ продукта).

Количество одновременно находящегося в смесителе материала невелико, поэтому его сглаживающая способность весьма низкая. Подобная характеристика смесителя значительно повышает требования к дозаторам: их точность должна быть не выше $\pm 2\%$.

Сглаживающая способность центробежного проточного смесителя может быть повышена установкой в верхней его части секции накопителя с определенным запасом материала. Материал в секции может перемещаться лопастной мешалкой, установленной на приводном валу смесителя. Излишек материала из секции-накопителя в нижние секции с конусами может перетекать через трубы, устанавливаемые внутри корпуса смесителя.

Проточный центробежный смеситель «Интолетер», выпускаемый английской фирмой Генри Симон, используется в тех случаях, когда необходимо совместить операции смешения и дробления. Принципиальная схема этого смесителя показана на рис. 89. В верхней части корпуса смесителя 1 размещен ротор, состоящий из нижнего диска 2, жестко соединенного с верхним диском 3 штырями 4. На крышке корпуса смесителя установлен вертикальный двухскоростной фланцевый электродвигатель 5, на выходном валу которого насажена ступица ротора. Обработываемые материалы непрерывно загружаются через штуцер 7. В них имеются пазы для заслонок, с помощью которых можно регулировать подачу компонентов в смеситель.

Смеситель «Интолетер» работает следующим образом. Через загрузочные штуцера смешиваемые компоненты подаются на распределительный конус 6, откуда они попадают на нижний диск ротора, вращающийся с большой скоростью. Под действием центробежной силы частицы с возрастающей скоростью отбрасываются к периферии дисков. Наталкиваясь на первый ряд штырей 4, частицы изменяют траектории движения, соударяются

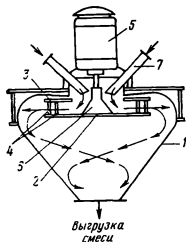


Рис. 89. Схема центробежного смесителя типа «Интолетер»

друг с другом, наталкиваются на второй ряд штырей и снова перераспределяются. Сброшенные с диска частицы ударяются о стенки корпуса и по спиральной траектории опускаются в направлении к выгрузному отверстию. Согласно закону сохранения количества движения частица в узкой части корпуса имеет большую скорость, чем в широкой. Вследствие этого достигается турбулизация потока частиц на выходе из смесителя и, следовательно, создаются условия для дополнительного их перемешивания.

При необходимости приготовления смеси из четырех и более компонентов применяют комбинированный агрегат, включающий два смесителя «Интолетер», из которых потоки смешанных компонентов поступают в третий смеситель большей, чем первые два, производительности. Смесители «Интолетер» используют для приготовления смесей красок, порошков пластмасс, абразивов, удобрений, цементов, для обработки муки от насекомых. Технические данные этих смесителей приведены в табл. 20.

Таблица 20

Технические данные прямооточных центробежных смесителей типа «Интолетер» (Н) и «Бретби» (М_к)

Тип	Производительность в т/ч	Мощность электродвигателя в кВт	Скорость вращения ротора в об/мин	Габаритные размеры в мм		
				Длина	Высота	Ширина
H5	2,04	2,2	2900	—	1016	635
H5	2,27	2,2	1450	—	1016	635
H10	3,63	3,7	2900	—	1054	635
H10	4,54	3,7	1450	—	1054	635
H15	5,44	5,5	2900	—	1092	635
H15	6,81	5,5	1450	—	1092	635
H20	6,81	7,3	2900	—	1168	635
М _к 70	150	7,36	—	1505	1136	940
М _к 10	225	7,36	—	1550	1136	1016
М _к 8	450	15,72	—	1867	1125	1245

К преимуществам смесителя «Интолетер» следует отнести: возможность совмещения в одном корпусе двух процессов (смешения и дробления), высокую производительность, малые удельные энергозатраты, удобство чистки, малые размеры. К недостаткам смесителя можно отнести: необходимость применения для ротора и корпуса смесителя высокопрочных материалов, низкое качество готовой смеси, необходимость точного дозирования.

В прямооточном центробежном смесителе «Бретби», выпускаемом в Англии, смешивающий орган выполнен в виде нескольких рядов круглых бил, смонтированных на одном вертикальном валу. Била смещены относительно друг друга на некоторый угол. Вал с билами установлен в цилиндри-

ческом корпусе смесителя, имеющем в верхней части крышку с загрузочными штуцерами, а в нижней — плоское днище с выгрузным люком. Вал приводится во вращение от электродвигателя через клиноременную передачу. Корпус смесителя и электродвигатель закреплены на сварной раме.

Загружаемые в смеситель компоненты смешиваются в падающем, сильно завихренном билами потоке частиц. При точном дозировании компонентов в смесителе «Бретби» можно достичь удовлетворительного качества смеси. Удельные энергозатраты в нем ничтожные, а производительность огромная: до 700 т/ч. Некоторые технические данные смесителей этого типа приведены в табл. 20.

СМЕСИТЕЛИ ЦЕНТРОБЕЖНОГО ДЕЙСТВИЯ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ СМЕШИВАЕМОГО МАТЕРИАЛА

В смесителях этого типа смешиваемый материал псевдоожижается быстровращающимся ротором (а иногда и газом), вследствие чего он интенсивно циркулирует по внутреннему их объему. В некоторых конструкциях смесителей центробежного действия внутренний объем разбит на отдельные секции, через которые проходит последовательно поток материала. Они могут быть также составлены из отдельных периодически действующих смесителей с быстровращающимися роторами, соединенных переточными трубопроводами в единую цепочку.

К указанному типу смесителей можно отнести каскадный лопастной смеситель центробежного действия конструкции МИХМа (рис. 90). Состоит он из вертикально расположенных друг над другом однотипных цилиндрических секций 2, внутренние полости которых соединены последовательно в каскад посредством переточных патрубков 5. Внутри каждой секции находится смонтированная на общем валу 4 лопастная мешалка 3 с углом атаки 54° . В каждой секции имеются ограждающие лопатки 8 и перепускное отверстие 7, расстояние нижней кромки которого от дна можно менять установкой различных по высоте вставок 9. Наличие комплекта вставок позволяет регулировать по необходимости запас материала в каждой секции. Все отверстия закрыты

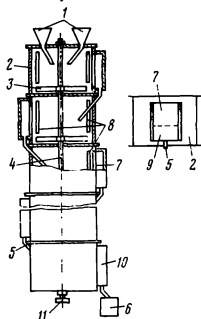


Рис. 90. Схема каскадного лопастного смесителя центробежного действия конструкции МИХМа

коробками 10. Питающий поток материала с дозаторов через входные патрубки 1 поступает в первую секцию, где он с помощью мешалки 3 переводится в псевдооживленное состояние. Поток материала через перепускное отверстие 7 по переточному патрубку 5 поступает в следующую секцию, где подвергается аналогичному воздействию. Готовая смесь из последней секции поступает в приемный бункер 6. Лопастной вал 4 приводится во вращение от электродвигателя через клиноремennую передачу. Для этого на лопастной вал насажен шкив 11. Привод лопастного вала может быть верхним или нижним. В первом случае электродвигатель закрепляют на подставке, установленной на крышке смесителя, а во втором — или на раме смесителя (на рис. 90 рама не показана), или на отдельной сварной подставке.

Скорость вращения лопастного вала, необходимые размеры лопастей, расход энергии и тому подобные параметры могут быть рассчитаны по формулам, приводимым на стр. 117—121.

Качество смеси, приготовленной в таком смесителе, определяется интенсивностью разноса вещества по объему каждой секции и распределением времени пребывания отдельных частиц в них.

Экспериментально установлено, что интенсивность разноса вещества по внутреннему рабочему объему секции зависит при прочих равных условиях от объема материала в секции и скорости вращения лопастной мешалки. Некоторые из экспериментов этой серии приведены на рис. 91 и 92.

Чтобы в каждой секции непрерывнодействующего смесителя прошло удовлетворительное смешение поступивших туда материалов, среднее время $\bar{t}$ пребывания в ней частиц должно быть не менее того времени $t_{\text{отп}}$, при котором величина коэффициента неоднородности смеси в секции достигает своего предельного значения $(V_c)_{\text{пр}}$.

Величина $\bar{t}$ может быть определена по экспериментальной F -кривой, хорошо аппроксимирующей для каждой секции каскадного смесителя рассматриваемого типа, уравнением

$$F(t) = 1 - 1,077 \exp\left(-\frac{1}{\bar{t}} t\right). \quad (227)$$

С некоторым приближением можно принять $\bar{t} = (0,85 \div 0,95) \tau$, где τ — среднее время пребывания частиц в аппарате идеального смешения. Относительное среднее квадратическое отклонение времени пребывания частиц в секции такого смесителя равно приближенно $S \approx 0,53$.

Значение τ может быть установлено, если известны объемная производительность Q потока материала через смеситель и запас V материала в секции $\tau \approx V/Q$.

Для многосекционного смесителя при одинаковом запасе материала в каждой секции

$$F(t) = 1 - \exp\left(-nt/\bar{t}\right) \left[1 + \frac{nt}{\bar{t}} + \frac{1}{2!} \left(\frac{nt}{\bar{t}}\right)^2 + \dots + \frac{1}{n(n-1)!} \left(\frac{nt}{\bar{t}}\right)^{n-1} \right], \quad (228)$$

где n — число секций.

Если заданы дисперсия гармонических колебаний ключевого компонента в потоке на входе в секцию смесителя и выходе из нее (соответственно $D_{\text{вх}}$ и $D_{\text{вых}}$), то с некоторым приближением необходимый объем материала в секции (ее запас)

$$V_{\text{сек}} = \frac{QT_n}{2\pi} \sqrt{\frac{1}{D_{\text{вых}}/D_{\text{вх}}} - 1}, \quad (229)$$

где T_n — период колебаний входного сигнала.

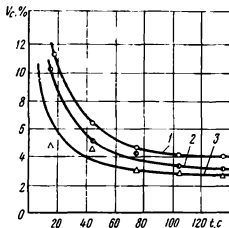


Рис. 91. Зависимость коэффициента неоднородности смеси от времени ее смешения в секции каскадного лопастного смесителя центробежного смесителя конструкции МИХМа:

1 — запас материала в секции 5 кг; 2 — запас материала в секции 3,4 кг; 3 — запас материала в секции 1,4 кг. Смешиваемый материал: 90% речного песка + 10% поваренной соли, диаметр корпуса секции $d_K = 232$ мм, размах лопастей мешалки $L = 216$ мм, высота лопастей мешалки $b = 30$ мм, скорость вращения мешалки $n = 14^{\circ}$ об/мин

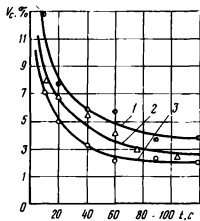


Рис. 92. Зависимость коэффициента неоднородности смеси от времени ее смешения при разной скорости вращения мешалки в секции каскадного лопастного смесителя центробежного действия:

1 — при скорости вращения 70 об/мин; 2 — при скорости вращения 140 об/мин; 3 — при скорости вращения 700 об/мин; запас материала в секции 2,2 кг; материал и размеры секции указаны в подписи к рис. 91

При заданной величине дисперсии колебаний ключевого компонента в потоке материала на выходе из смесителя расчет по формуле (229) следует вести последовательно, задаваясь вначале $D_{\text{вых}}$ для первой секции, а затем последовательно для других секций.

На рис. 93 изображена схема смесителя-измельчителя СИ-4 центробежного действия конструкции Калининского политехнического института. Смеситель предназначен для непрерывного приготовления смеси из сыпучих материалов с одновременным

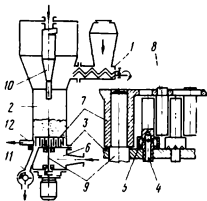


Рис. 93. Схема смесителя-измельчителя типа СИ-4

тонким измельчением частиц. Исходные материалы питаелями 1 подаются в смеситель 2, днище которого выполнено в виде колпачкового газораспределительного устройства, состоящего из неподвижного диска 3, снабженного пальцами 4 и колпачками 5. Псевдоожигающий газ подается в камеру 6, откуда он через колпачки 5 поступает в слой смешиваемого материала. Одновременно с газом на сыпучий материал воздействует быстро вращающийся ротор 7 с пальцами 8. Ротор насажен на вал 9, приводимый во вращение от электродвигателя. Пальцы ротора пере-

тирают частицы смешиваемого материала и способствуют поперечному их смешению. Газ уходит из смесителя через циклон 10, а готовая смесь выводится через секторный питатель 11 или пневмопровод 12.

Техническая характеристика смесителя СИ-4

Производительность в кг/ч	До 500
Удельный расход энергии в кВт·ч/т	0,25—1
Скорость вращения ротора в об/мин	1410—3000
Диаметр корпуса смесителя в м	0,2
Габаритные размеры в м	1,18×0,7×2,95

Пример 1. Требуется оценить сглаживающую способность односекционного прямооточного смесителя центробежного действия, конструкция которого показана на рис. 90.

Решение. Для подобной оценки, согласно уравнениям (178) и (194), необходимо знать передаточную функцию секции или ее амплитудно-частотную характеристику.

Значения $W(p)$ и $A(\omega)$ находим экспериментально. Сначала определяем реакцию секции смесителя на импульсное возмущение, которое позволяет определить функцию $F(t)$ распределения времени пребывания частиц в ней. Для этого настраиваем один из дозаторов на подачу в смеситель основного компонента (например, речного песка) в количестве Q кг/с. После выхода смесителя на установившийся режим при данной скорости вращения мешалки, когда величина потока материала на входе в секцию смесителя становится равной величине потока материала на выходе из нее, быстро вводим в секцию смесителя некоторое количество δ трассера (например, поваренной соли). Величина импульса δ должна быть такой, чтобы вес G материала в секции не изменился существенно. Можно принять $\delta = (0,1—0,2) G$.

Примем условия проведения опыта следующими: в смеситель равномерного подается речной песок в количестве $Q=31$ г/с; запас материала в секции

$G=3.3$ кг; скорость вращения мешалки $n=750$ об/мин; вес вводимого трассера $\delta=600$ г; время ввода трассера $t_n=1,3$ с.

Сразу же после ввода трассера в секцию из потока материала, покидающего смеситель, отбираем пробы с интервалом $\Delta t=6$ с с помощью протяжного механизма, описанного на стр. 52. Для большей надежности эксперимента общее время отбора проб должно быть $t_{\text{эк}}=(3-4)\tau$. Для принятых условий проведения опыта среднее время пребывания частиц в секции $\tau=3300/31 \approx 106$ с, поэтому величина $t_{\text{эк}}$ должна быть не менее 318 с.

В результате проведенного эксперимента было отобрано 60 проб, которые были подвергнуты количественному химическому анализу на содержание в них трассера (поваренной соли). При этом следует отметить, что для расчетов $F(t)$ -кривой безразлично, в каких единицах выражена концентрация трассера в пробах c_i^* . Будет ее, например, выражать в миллилитрах 0,1 и

Таблица 21

Значения экспериментальных и расчетных величин, необходимых для построения $F(t)$ -кривой

i	t_i в с	c_i^* в мл	$c_i \cdot 10^3$	L_i	F_i	J_i
1	2	3	4	5	6	7
0	0	0,000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
1	6	7,80	0,9926	0,0298	0,0298	0,9702
2	12	6,98	0,8883	0,0564	0,0862	0,9138
3	18	6,50	0,8272	0,0515	0,1377	0,8623
4	24	6,08	0,7797	0,0480	0,1857	0,8143
5	30	5,77	0,7343	0,0452	0,2309	0,7691
6	36	5,47	0,6911	0,0430	0,2739	0,7261
8	48	4,89	0,6223	0,0385	0,3531	0,6469
10	60	4,20	0,5345	0,0335	0,4227	0,5773
12	72	3,79	0,4823	0,0295	0,4832	0,5168
14	84	3,54	0,4505	0,0275	0,5392	0,4608
16	96	3,19	0,4060	0,0249	0,5903	0,4097
18	108	2,85	0,3627	0,0224	0,6394	0,3636
20	120	2,56	0,3258	0,0201	0,6776	0,3224
22	132	2,38	0,3029	0,0186	0,7154	0,2846
24	144	2,17	0,2762	0,0169	0,7500	0,2500
26	158	1,94	0,2456	0,0152	0,7814	0,2186
28	168	1,75	0,2214	0,0136	0,8095	0,1905
30	180	1,52	0,1934	0,0122	0,8348	0,1652
32	192	1,34	0,1705	0,1106	0,8566	0,1444
34	204	1,22	0,1553	0,0094	0,8757	0,1243
36	216	1,14	0,1451	0,0090	0,8941	0,1059
38	228	1,03	0,1311	0,0080	0,9106	0,0894
40	240	0,90	0,1145	0,0074	0,9256	0,0746
42	252	0,85	0,1082	0,0066	0,9387	0,0613
44	264	0,79	0,1005	0,0062	0,9513	0,0487
46	276	0,70	0,0891	0,0055	0,9627	0,0373
48	388	0,60	0,0751	0,0048	0,9727	0,0273
50	300	0,52	0,0662	0,0041	0,9812	0,0188
52	312	0,47	0,0598	0,0038	0,9889	0,0111
54	324	0,40	0,0509	0,0032	0,9956	0,0044
55	390	0,38	0,0471	0,0030	0,9986	0,0014

Примечание. В таблице помещены результаты анализа только четных проб, начиная с шестой пробы.

раствора азотно-кислого серебра, пошедшего на титрование 10 мл раствора, образованного в результате растворения пробы весом 10 г в 250 мл воды. Результаты выполненного анализа проб даны в графе 3 табл. 21; в графе 1 поставлены номера i проб, а в графе 2 — время начала отбора проб t_i , считая его от момента отбора последней пробы с нулевой концентрацией трассера.

Для построения $F(t)$ -кривой преобразуем каждое значение c_i^* с помощью соотношения

$$c_i = \frac{c_i^*}{\sum_{i=0}^k c_i^* \Delta t},$$

что позволяет получить новый ряд значений c_i , соответствующих ординатам экспериментальной кривой отклика секции смесителя на единичное импульсное возмущение. Значения c_i помещены в графу 4 табл. 21. Графическая зависимость $c_i = f(t_i)$, построенная по данным графы 3, приведена на рис. 94, а.

Левая ветвь этой кривой до максимума крутая. Это объясняется тем, что введенный трассер быстро разносится по всему перемешиваемому объему секции.

Для построения $F(t)$ -кривой разбиваем всю площадь под кривой $c_i = f(t_i)$ на ряд трапеций, основания которых равны $\Delta t = 6$ с. Площадь каждой трапеции

$$L_i = \frac{c_i + c_{i-1}}{2} \Delta t,$$

Ординаты $F(t)$ -кривой с учетом этих площадей будут

$$F_i = \sum_{i=0}^i L_i.$$

Соответствующие значения L_i и F_i показаны в графах 5 и 6 табл. 21, а графическая зависимость $F_i = f(t_i)$, т. е. $F(t)$ -кривая, — на рис. 94, б.

Если аппроксимировать $F(t)$ -кривую методом «последовательного логарифмирования», то можно установить, что она с достаточной точностью описывается уравнением [6] $F(t) = 1 - 1.07 \exp(-0.01028 t)$.

Для нахождения величины T передаточной функции $W(p)$ рассматриваемого смесителя преобразуем функцию $F(t)$ в $J(t)$ -функцию с учетом того, что $J(t) = 1 - F(t)$. Отдельные значения $J(t)$ -функции приведены в графе 7 табл. 21. По ним строим графическую зависимость $\ln J_i = f(t_i)$, показанную на рис. 95, и проводим к кривой $J(t)$ асимптоту так, чтобы наибольшая часть точек была возможно ближе к ней. Тангенс угла наклона асимптоты к оси t_i равен α . По графику находим, что $\alpha = -0.01028$. Но $T = \frac{1}{\alpha}$. Тогда передаточная функция испытанного смесителя

$$W(p) = \frac{1}{(1 + Tp)} = \frac{1}{(1 + 97.26p)},$$

а его амплитудно-фазовая частотная характеристика

$$W(i\omega) = \frac{1}{(1 + 97,26i\omega)} = \frac{(1 - 97,26i\omega)}{(1 + 97,26i\omega)(1 - 97,26i\omega)} = \\ = \frac{1}{(1 + 97,26^2\omega^2)} - i \frac{97,26\omega}{(1 + 97,26^2\omega^2)} = u(\omega) - iv(\omega),$$

откуда модуль передаточной функции $W(i\omega)$ будет

$$A(\omega) = \sqrt{u^2(\omega) + v^2(\omega)} = \sqrt{\frac{1}{(1 + 97,26^2\omega^2)^2} + \frac{97,26^2\omega^2}{(1 + 97,26^2\omega^2)^2}} = \\ = \sqrt{\frac{1}{1 + 97,26^2\omega^2}}.$$

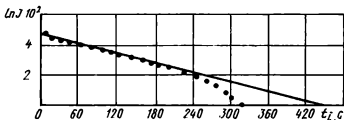


Рис. 95. График к нахождению величины T

Функции $W(i\omega)$ и $A(\omega)$ полностью оценивают сглаживающую способность испытанного смесителя.

Пример 2. Требуется определить границы колебаний концентрации ключевого компонента в потоке материала, покидающего смеситель с известной передаточной функцией.

Решение. Предположим, что в смеситель, исследованный в примере 1, подаются сыпучие компоненты: речной песок и поваренная соль. Речной песок подается в смеситель равномерно в количестве $Q_n \approx 31$ г/с, а поваренная соль — по закону «прямоугольной волны» с периодом $T_n = 50$ с и средней производительностью $Q_c = 16$ г/с.

Амплитуда колебаний концентрации поваренной соли во входном потоке материала (входной сигнал)

$$A_{вх} = \frac{Q_c \cdot 100}{2Q_n + Q_c} = \frac{16 \cdot 100}{2 \cdot 31 + 16} = 20,51\%;$$

это же значение примет и средняя концентрация соли в секции смесителя, т. е. будем иметь $\bar{c} = 20,51\%$.

Периодический сигнал типа «прямоугольная волна» можно представить в виде суммы синусоидальных гармоник, выполнив его разложение в ряд Фурье по синусам

$$c_{вх}(t) = \bar{c} + \frac{4}{\pi} A_{вх} \sum_{j=1}^m \frac{1}{2j-1} \sin(2j-1)\omega t.$$

Гармоники с высокой частотой фильтруются смесителем почти полностью, поэтому можно ограничиться только первой составляющей суммы, тогда

$$c_{вх}(t) = \bar{c} + 1,27 A_{вх} \sin \omega t.$$

Для указанных условий питания смесителя $\omega = 1/\tau_0 = 0.02$ Гц, а модуль передаточной функции

$$A(\omega) = \sqrt{\frac{1}{1 + (97,26 \cdot 0,02)^2}} = 0,457.$$

С учетом входных колебаний концентрации ключевого компонента и передаточной функции смесителя в потоке материала, покидающего смеситель, концентрация ключевого компонента будет в пределах

$$c_{\max} = \bar{c} + 1,27A_{\text{вх}} A(\omega) = 20,51 + 11,91 = 32,42\%;$$

$$c_{\min} = \bar{c} - 1,27A_{\text{вх}} A(\omega) = 20,51 - 11,91 = 8,6\%.$$

На рис. 96 приведены графики входных колебаний концентрации ключевого компонента, границы колебаний концентрации

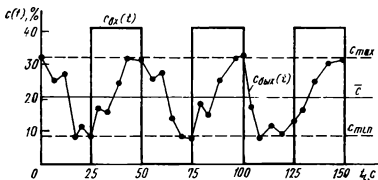


Рис. 96. Графики входных и выходных колебаний концентрации ключевого компонента в потоке материала, проходящего через смеситель

ключевого компонента на выходе из смесителя (пунктирными линиями). В виде точек даны результаты экспериментального измерения концентрации ключевого компонента в пробах, взятых из потока материала, покидающего смеситель.

Глава VIII

ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ ВЫБОРА КОНСТРУКЦИИ СМЕСИТЕЛЯ

Выбор конструкции смесителя, предназначенного для смешения конкретных сыпучих материалов, следует начинать с изучения особенностей производства, в котором должен работать смеситель, технологических условий на качество готовой смеси и физико-механических свойств смешиваемых компонентов.

В зависимости от особенностей технологии производства смеситель, входящий в состав этого производства, может быть периодического или непрерывного действия. При этом следует учитывать, что в технологическую линию непрерывного производства может быть включен и смеситель периодического действия. В этом случае приготовленную в смесителе смесь через определенные промежутки времени выгружают в приемный бункер, из которого она может выдаваться на дальнейшую переработку или упаковку непрерывно. Эта схема становится особенно выгодной, когда в состав смеси входит много компонентов, так как точное непрерывное дозирование большого числа компонентов в один смеситель конструктивно трудно осуществить.

После выбора принципа действия смесителя следует изучить физико-механические свойства компонентов смеси и технические требования на смесь. Наиболее существенными свойствами сыпучих материалов, влияющих на конструктивные особенности смесителя, являются: абразивность, гранулометрический состав, прочность гранул, термостойкость, взрывоопасность, слипаемость, текучесть. С учетом этих свойств можно выбрать тот или иной тип смесителя.

Если для решения конкретной задачи смешения можно использовать несколько типов смесителей, то окончательный выбор конструкции смесителя должен определить технико-экономический расчет с учетом заданного масштаба производства.

Общую оценку эффективности конкретного производства можно дать с учетом следующих показателей: 1) производительность G производства, измеряемая в единицах продукции, вырабатываемой в единицу времени; 2) объем капитальных вложений K в данное производство в денежных единицах; 3) эксплуатационные затраты $\mathcal{E}$ на осуществление данного производства, измеряемые в денежных единицах, затрачиваемых в единицу времени; 4) качественные показатели E выпускаемой продукции, от которых зависит рентабельность производства.

Таким образом, экономический критерий оценки эффективности конкурирующих типов смесителей может быть представлен в виде некоторой функции от перечисленных выше показателей:

$$P = P(G, K, \mathcal{E}, E). \quad (230)$$

Для выявления конкретного вида уравнения (230) сделаем следующие допущения.

1. Будем считать затраты на сырье для всех сравниваемых смесителей одинаковыми, что позволяет исключить их из эксплуатационных затрат $\mathcal{E}$.

2. Из общего числа переменных расходов эксплуатационных затрат будем учитывать только затраты на электроэнергию, считая, что затраты на пар, воду, сжатый воздух и т. п. отсутствуют.

3. Ввиду трудностей учета эффективности по качественному показателю E для большинства производств, связанных с пере-

работкой сыпучих материалов, исключим его из уравнения (230).

С учетом сделанных допущений экономический критерий сравнения может быть представлен в виде функции, включающей приведенные капитальные и эксплуатационные затраты:

$$P = \frac{K}{BG} + \frac{\Sigma(nC_{сч})T_{сч}}{G} + \frac{NT_{сч}C_3}{G} \text{ руб/т,} \quad (231)$$

где K — капитальные затраты в руб.; B — срок погашения затрат по оборудованию в годах; G — годовая производительность смесителя в т/г; Σ — эксплуатационные затраты в руб/г; n — количество обслуживающего смеситель персонала; $C_{сч}$ — среднечасовая заработная плата обслуживающего персонала в руб.; $T_{сч}$ — средний годовой фонд рабочего времени в ч; N — установочная мощность электродвигателя, обслуживающего смеситель, в кВт; C_3 — стоимость электроэнергии в руб/(кВт·ч).

Для оценки смесителей периодического действия с помощью уравнения (231) предварительно следует найти для каждого сравниваемого смесителя следующие параметры: время полного цикла смешения $t_{сч}$ в смесителе; необходимую мощность N электродвигателей, приводящих рабочие органы смесителей во вращение; рабочие объемы V смесителей.

Время полного цикла смешения $t_{сч}$ складывается из времени $t_{з.}$ затрачиваемого на загрузку материалов в смеситель, времени смешения t и времени полной выгрузки $t_{в.}$ готовой смеси; $t_{сч} = t_{з.} + t + t_{в.}$

Значения t могут быть найдены по соответствующим формулам зависимости $V_c = f(t)$, предложенным для смесителей. При сравнении смесителей на стадии их проектирования это время можно найти по методике, рассмотренной в гл. IV. Если сравниваемые смесители обеспечивают различное конечное качество готовой смеси, то следует находить время смешения t при каком-то одинаковом значении V_c , достижимом для всех сравниваемых смесителей. Значения $t_{з.}$ и $t_{в.}$ могут быть рассчитаны или приняты ориентировочно.

Необходимая мощность электродвигателей должна быть рассчитана по соответствующим формулам, ее можно принять также по данным таблиц технической характеристики смесителей рассматриваемых типов.

Необходимый объем смесителя рассчитывают с учетом заданной годовой производительности G , времени полного цикла смешения $t_{сч}$ и среднего годового фонда рабочего времени.

После вычислений значений величины P для каждого из сравниваемых типов смесителей окончательно выбирают конкретную конструкцию смесителя с учетом того, что наименьшие значения P относятся к наиболее эффективным конструкциям.

Сравнение конструкций смесителей только по удельным энергозатратам, как это часто делается, может привести к непра-

вильным выводам. Например, расчет значений величины P для трех современных смесителей периодического действия: центробежного лопастного (смеситель I), центробежного волчкового (смеситель II) и смесителя с планетарно-шнековой мешалкой (смеситель III), рассчитанных на приготовление 3500 т/год смеси, дал следующие результаты:

для смесителя	I	$P = 1,432$	руб/т;	
»	»	II	$P = 1,177$	руб/т;
»	»	III	$P = 1,307$	руб/т.

На основании этих данных можно сделать вывод, что из трех сравниваемых смесителей наиболее эффективен центробежный волчковый. Если же сравнивать эти смесители только по удельным энергозатратам, то можно сделать ошибочный вывод о преимуществе смесителя с планетарно-шнековой мешалкой, так как у него удельные энергозатраты наименьшие.

При технико-экономическом сравнении непрерывнодействующих смесителей с использованием формулы (231) необходимо учитывать затраты на комплектующие дозаторы.

Заданная конечная однородность смеси, как было отмечено в гл. VI, в непрерывнодействующем смесителе может быть достигнута, во-первых, точностью дозаторов, а во-вторых, сглаживающей способностью смесителя. В некоторых случаях более выгодно повысить точностью дозаторов, а в других — увеличить сглаживающую способность смесителя. При проектировании непрерывнодействующих смесительных установок необходимо сравнивать затраты на повышение точности дозирования с затратами на увеличение сглаживающей способности смесителя.

1. Александровский А. А. Сб. статей «Спирально-винтовые транспортеры и смесители», изд. КХТИ им. С. М. Кирова, 1970, стр. 123.
2. Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б. Основы техники псевдооживления, изд. «Химия», 1967, стр. 624.
3. Гячев Л. В. Движение сыпучих материалов в трубах и бункерах, изд. «Машиностроение», 1968, стр. 184.
4. Дженике Э. В. Складирование и выпуск сыпучих материалов, перев. с англ., изд. «Мир», 1968, стр. 164.
5. Доерфельд К. Статистика в аналитической химии, перев. с нем., изд. «Мир», 1969, стр. 222.
6. Дудников Е. Г., Балакирев В. С., Кривсунов В. Н., Цирлин А. М. Построение математических моделей химико-технологических объектов, изд. «Химия», 1970, стр. 312.
7. Дунин-Барковский И. В., Смирнов Н. В. Курс теории вероятностей и математическая статистика для технических приложений, изд. «Наука», 1969, стр. 511.
8. Зарецкий Л. С. Импульсный люлярографический концентратор, изд. «Энергия», 1970, стр. 80.
9. Заринский В. А., Ермаков В. И. Высокочастотный химический анализ, изд. «Наука», 1970, стр. 200.
10. Зельманович И. Л., Шифрин К. С. Таблицы для светорассеяния, т. 3, Гидрометиздат, 1968, стр. 214.
11. Кантере В. М., Казаков А. В., Кулаков М. В. Потенциометрические и титрометрические приборы, изд. «Машиностроение», 1970, стр. 304.
12. Комольцев Н. Н. Труды ВИАСМ, Стройиздат, вып. 3, 1969, стр. 155.
13. Ластовцев А. М. Тезисы докл. научно-техн. конф. МИХМ, 1950, стр. 7.
14. Ластовцев А. М., Кривошапов В. М. Химическое и нефтяное машиностроение, № 8, 1969, стр. 14.
15. Лезеншпиль О. Инженерное оформление химических процессов, изд. «Химия», 1969, стр. 621.
16. Леонтьев А. И., Ажигбенцева В. М. Труды КХТИ им. С. М. Кирова, вып. 34, ч. II, 1969, стр. 76—80.
17. Либерман З. М. Сб. трудов ВИАСМ, Стройиздат, вып. 1, 1967, стр. 159.
18. Лукьянов П. И. и др. Химия и технология топлив и масел, № 11, 1961, стр. 51.
19. Попов С. А. Сб. трудов ВИАСМ, Стройиздат, вып. 3, 1969, стр. 184.

20. Преображенский П. А. Сб. статей «Спирально-винтовые транспортеры (гибкие шнеки) и смесители», изд. КХТИ им. С. М. Кирова, 1970, стр. 138.
 21. Рабинович Ф. И. Кондуктометрический метод дисперсионного анализа, изд. «Химия», 1970, стр. 176.
 22. Райшхрифт Л. С. Электрохимические методы анализа, изд. Ленинградского университета, 1970, стр. 112.
 23. Чувпило А. В. Расчет, конструирование и исследование оборудования производства источников тока, изд. «Энергия», вып. 2, 1969, стр. 264.
 24. Чувпило А. В. Расчет конструирование и исследование оборудования производства источников тока, изд. «Энергия», вып. 2, 1969, стр. 221.
 25. Чувпило А. В. Расчет, конструирование и исследование оборудования производства источников тока, изд. «Энергия», вып. 1, 1968, стр. 81.
 26. Шторм Р. Теория вероятностей. Математическая статистика. Статистический контроль качества. Перев. с нем., изд. «Мир», 1970, стр. 368.
 27. Ashton M. D., Valentin F. H. H., Trans. Inst. Chem Eng., 44, N 5, 314, 1966.
 28. Blumberg R., Maritz J. S., Chem. Eng. Sci., 2, 240, 1953.
 29. Brothman A., Wolan J., Feldman S., Chem. a. Metal. Engng., April, N 4, 52, 102, 1045.
 30. Carley-Macaulay K. W., Donald M. B., Chem., Eng. Sci., 17, N 7, 493, 1962.
 31. Carr R. L., Chem. Eng., (USR), January, 18, 163; February, 1, 69, 1965.
 32. Chudzikiewicz R., Przemysl chemistry, 40, N1, 48, 1961.
 33. Caulson J. M., Maitra N. K., Ind. Chem., 26, 55, 1950.
 34. Danckwerts P. V., Appl. Sci. Rev., 3, 279, 1952.
 35. Gayle J. B., Ind. Eng. Chem., 50, 1279, 1958.
 36. Gray J. B., Chem. Eng. Progr., 53, 25, 1957.
 37. Nixon A. W., Tenney A. H., Trans. Amer. Inst. Chem. Eng., 31, 113, 1935.
 38. Hogg R., Cahn T. W., Chem., Eng. Sci., N 11, 1025, 1966.
 39. Lacey P. M. S., J. Applied Chem., 4, 257, 1954.
 40. Lacey P. M. S., J. Applied Chem., 4, 257, 1954.
 41. Морн И. и др. Караку Караку, 26, № 3, 204, № 5, 153, 1964.
 42. Отака Т., Китаока Х., Тонэ С., Караку Караку, 25, № 3, 178, 1961.
 43. Pool K. P., Taylor B. F., Wall G. P., Trans. Inst. Chem. Eng., 42, N 7, 8, 305, 1964.
 44. Stange K., Chem.-Ing.-Techn., 36, N 3, 296, 1964.
 45. Rose H. E., Chem.-Ing.-Techn., N 2, 192, 1959.
 46. Stange K., Chem.-Ing.-Techn., 39, N 9—10, 585, 1967.
 47. Ullrich M., Chem.-Ing.-Techn., 41, N 16, 903, 1969.
 48. Weidemaum S. S., Bonilla C. F., Chem. Eng. Progr., 51, N 1, 27, 1955.
 49. Weydanz W., Chem.-Ind.-Techn., N 5, 343, 1960.
-

Предисловие	3
Введение	5
Глава I. Физико-механические свойства сыпучих материалов .	7
Гранулометрический состав	7
Насыпная плотность	18
Влажность	20
Текучесть	23
Угол естественного откоса	25
Адгезия	26
Слеживаемость	29
Механические свойства	30
Взрыво- и пожароопасность	35
Общая теория процесса смешения сыпучих материалов	
Глава II. Экспериментальные методы оценки качества смесей .	38
Критерии качества смеси	38
Выбор необходимого числа проб для оценки качества смеси .	45
Минимально допустимый вес пробы	46
Поверочный контроль качества готовой смеси	48
Техника отбора проб из смеси	51
Методы анализа проб	54
Глава III. Методы моделирования процесса смешения . .	71
Смесители периодического действия	
Глава IV. Моделирование процесса периодического смешения .	85
Механизм процесса периодического смешения	85
Метод предварительной оценки конструкции смесителей периодического действия	87
Глава V. Конструкция смесителей периодического действия	97
Общая классификация смесителей	97
Барабанные смесители	97

Червячно-лопастные смесители	104
Бегунковые смесители	114
Циркуляционные смесители с псевдоожижением сыпучего материала быстровращающимся ротором	115
Пневмосмесители	136
Усреднители	140
Непрерывное смешение сыпучих материалов	
Глава VI. Теория процесса непрерывного смешения	162
Характеристика потоков материала, подаваемых питателями	163
Сглаживающая способность смесителя	169
Смешение компонентов, вводимых в непрерывнодействующий смеситель.	178
Глава VII. Конструкции смесителей непрерывного действия	180
Классификация смесителей непрерывного действия	181
Гравитационные смесители	181
Барабанные смесители	184
Червячно-лопастные смесители	189
Вибрационные смесители	194
Центробежные прямоточные смесители	197
Смесители центробежного действия с псевдоожиженным слоем смешиваемого материала	201
Глава VIII. Технико-экономическое обоснование выбора конструкции смесителя	208
Список литературы	212

Юрий Иванович Макаров
АППАРАТЫ ДЛЯ СМЕШЕНИЯ
СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ

Редактор издательства *Н. А. Иванова*
Технический редактор *Л. Т. Зубко*
Корректор *А. П. Озерова*
Переплет художника *Е. Н. Волкова*

Сдано в набор 1/VI 1973 г.
Подписано к печати 24/VII 1973 г. Т-14045
Формат 60X90¹/₁₆ Бумага № 2 Печ л 13,5
Уч.-изд. л 13,75 Тираж 4500 экз. Зак. № 319
Цена 83 коп

Издательство «МАШИНОСТРОЕНИЕ».
Москва, Б-78, 1-я Басманный пер., 3

Московская типография № 6
Союзполиграфпрома
при Государственном комитете
Совета Министров СССР
по делам издательств, полиграфии
и книжной торговли
109088, Москва, Ж-88, Южнопортовая ул., 24.