



**УЧЕБНИКИ И УЧЕБНЫЕ ПОСОБИЯ ДЛЯ СТУДЕНТОВ
ВЫСШИХ УЧЕБНЫХ ЗАВЕДЕНИЙ**



Г. Д. КАВЕЦКИЙ, Б. В. ВАСИЛЬЕВ

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Рекомендовано Министерством общего и профессионального образования Российской Федерации в качестве учебника для группы специальностей «Технология продуктов питания» высших учебных заведений

2-е издание, переработанное и дополненное



МОСКВА «КОЛОС» 2000

УДК 664.002.5(075)
ББК 36.81
К12

Редактор Г. А. Гусева

Рецензент д-р техн. наук **О. Б. Цветков** (Государственная академия холода и пищевых технологий)

Кавецкий Г. Д., Васильев Б. В.
К12 Процессы и аппараты пищевой технологии. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Колос, 2000. — 551 с. (Учебники и учеб. пособия для студентов высших учебных заведений).
ISBN 5—10—003174—3.

Первое издание вышло в 1991 г. Приведены общие сведения, принципы анализа, расчета и моделирования основных процессов и аппаратов пищевых технологий. В отличие от первого издания здесь изложены основы гидравлики, даны основные сведения о насосах и рассмотрены *мембранные и биохимические процессы*.

Для студентов вузов, обучающихся по специальностям, относящимся к группе «Технология продуктов питания».

УДК 664.002.5(075)
ББК 36.81

ISBN 5—10—003174—3

© ВО «Агропромиздат», 1991
© Издательство «Колос», 2000,
с изменениями и дополнениями

ОТ АВТОРОВ

Настоящий учебник полностью соответствует программе курса «Процессы и аппараты пищевых производств. Основы гидравлики» и предназначен для студентов высших учебных заведений, обучающихся по технологическим и механическим специальностям, относящимся к группе «Технология продуктов питания».

В отличие от 1-го издания здесь изложены основы гидравлики, мембранные и биохимические процессы, процессы охлаждения до температур ниже окружающей среды, процессы получения формованных изделий, приведены сведения о неньютоновских жидкостях и расчете перепада давлений при движении их в трубопроводах. Все это позволяет считать курс «Процессы и аппараты пищевых производств. Основы гидравлики» в основном законченным и соответствующим современным требованиям подготовки инженеров-технологов и инженеров-механиков для пищевой промышленности.

Все процессы, за исключением механических, рассмотрены с единых кинетических позиций. Значительное место уделено моделированию, расчету процессов и аппаратов и их эксплуатации. Приведены схемы и конструкции наиболее распространенных в пищевой промышленности типовых аппаратов и машин. Для закрепления знаний студентов в конце каждой главы приведены контрольные вопросы и задания для самопроверки, а также задачи с решениями.

Направленность изложения материала была выбрана таким образом, чтобы инженер-технолог мог получить необходимые сведения о рациональной эксплуатации машин и аппаратов с минимальными материало- и энергозатратами и с максимальным использованием мощности оборудования, а инженер-механик — сведения о работе машин и аппаратов, расчете их оптимальных размеров, энерго- и металлоемкости и экономической эффективности.

При написании учебника использованы накопленный опыт и богатое наследие русской школы процессов и аппаратов.

ВВЕДЕНИЕ

●

1. СОДЕРЖАНИЕ И ЗАДАЧИ КУРСА «ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ. ОСНОВЫ ГИДРАВЛИКИ»

Курс «Процессы и аппараты пищевых производств. Основы гидравлики» является специальным переходным курсом от общеинженерного цикла дисциплин к специальному для инженеров-технологов и механиков пищевых производств.

Одной из характерных и определяющих черт современной науки является углубляющийся и расширяющийся процесс органического сочетания науки с промышленностью и техникой. Русский ученый Д. И. Менделеев не делил науку на чистую и прикладную, а считал, что есть наука и есть ее приложения. Во многих работах он постоянно подчеркивал необходимость тесной связи науки и промышленности.

Современное учение о процессах и аппаратах опирается на прочный фундамент химии, физики, математики, ряда инженерных и экономических дисциплин — механики, теплотехники, электротехники, технической кибернетики, материаловедения, промышленной экономики и других смежных областей знания, которые являются базой курса. Однако как наука учение о процессах и аппаратах имеет свой ясно очерченный предмет, свои экспериментальные и расчетные методы и теоретические закономерности. В курсе «Процессы и аппараты пищевых производств. Основы гидравлики» изучаются совокупность физических и биохимических процессов и пути их осуществления в промышленном производстве различных продуктов в конкретных технико-экономических условиях. При этом обращается особое внимание на их экономическую целесообразность.

Любой технологический процесс, несмотря на различие методов, представляет собой ряд взаимосвязанных типовых технологических стадий, протекающих в аппаратуре определенного класса. Однако высокие требования к качеству продукции, эффективности производства, снижению его энерго- и материалоемкости, охране окружающей среды определяли специфику, отличающую эти технологические стадии получения пищевых продуктов и аппаратурно-техно-

логическое оформление от подобных процессов в других отраслях народного хозяйства.

Процессы пищевой технологии в большинстве своем значительно сложны и зачастую представляют собой сочетание гидродинамических, тепловых, массообменных (диффузионных), биохимических и механических процессов.

В учебнике изложены основы процессов, для изучения которых используются единые кинетические закономерности.

По существу, курс является теоретической основой пищевой технологии, позволяющей проанализировать и рассчитать процесс, определить оптимальные параметры, разработать и рассчитать аппаратуру для его проведения. В нем изучаются закономерности масштабного перехода от лабораторных процессов и аппаратов к промышленным. Знание этих закономерностей необходимо для проектирования и создания современных многотоннажных промышленных процессов пищевой технологии.

Технолог и механик пищевой промышленности должны быть специалистами с широким инженерным кругозором, понимающими научные принципы аппаратурно-технологического оформления процессов, умеющими оценить основные технико-экономические характеристики оборудования и выбрать оптимальные, выявить резервы повышения интенсивности и экономичности процессов, снижения расходных норм и себестоимости продукции. Они должны также владеть методами научных исследований для повышения эффективности производства.

2. ВОЗНИКНОВЕНИЕ И РАЗВИТИЕ НАУКИ О ПРОЦЕССАХ И АППАРАТАХ

Учение о процессах и аппаратах возникло в начале нашего века, одновременно и независимо в нашей стране и в США. В России основы науки о процессах и аппаратах были заложены известными учеными-инженерами А. К. Крупским в Петербургском технологическом институте и И. А. Тищенко в Московском высшем техническом училище. При этом были использованы богатый фактический материал, накопленный в промышленности, и то огромное идейное наследие в области химической технологии, которое оставил Д. И. Менделеев. В 1909 г. А. К. Крупский опубликовал свой труд «Начальные главы учения и проектирования в химической технологии», где сформулировал методологическую сущность новой науки. Он писал, что в обширной области учения о химической технологии путь обобщения является наиболее успешным и плодотворным как для системы изложения, так и для целей его — дать техническому пониманию направление, способствующее выработке самостоятельного мышления.

Путь обобщений в изучении процессов и аппаратов в современной трактовке, как отмечал проф. А. Н. Плановский, заключается в следующем: из большого числа процессов химической и пищевой технологий путем группирования выделяется ограниченное число основных процессов; при изучении основных процессов и их отдельных групп используются единые кинетические закономерности. В результате такого подхода представилось возможным обобщить огромный фактический материал в виде стройной целенаправленной научной дисциплины.

Впервые в России систематический курс основных процессов и аппаратов химической технологии был прочитан И. А. Тищенко в 1913 г. Быстрый прогресс этой науки начался в 20—30-х гг. Идеи А. К. Крупского были развиты в Ленинградском технологическом институте Д. П. Коноваловым и впоследствии А. А. Кировым, Л. Ф. Фокиным, К. Ф. Павловым и их учениками. Большим событием в развитии химической технологии как науки стала книга Л. Ф. Фокина «Методы и орудия химической техники», вышедшая в 1923 г. одновременно с известной монографией американских ученых В. Уокера, В. К. Льюиса и В. Х. Мак-Адамса «Принципы химической техники».

Большой вклад в разработку отдельных разделов науки о процессах и аппаратах внесли И. А. Тищенко — автор расчетов выпарных установок, Д. П. Коновалов — автор классических исследований в области перегонки жидкостей, опубликовавший в 1924—1925 гг. курс «Материалы и процессы химической технологии». Одной из главных задач химической технологии, отличающих ее от чистой химии, является установление наиболее выгодного хода операции и проектирование соответствующих ему заводских приборов и механических устройств — так определил задачи химической технологии Д. П. Коновалов.

В Москве наука о процессах и аппаратах получила особое развитие в Химико-технологическом институте им. Д. И. Менделеева, организованном в 1920 г. Научную школу здесь возглавили А. Г. Касаткин и В. В. Кафаров; в МИХМе — А. Н. Плановский, в МИТХТе им. М. В. Ломоносова — Н. И. Гельперин. Научные школы были созданы также в ЛТИ им. Ленсовета (П. Г. Романков) и в КТИППе (В. Н. Стабников). Большой вклад в развитие науки о процессах и аппаратах внесли школы, возглавляемые А. Н. Плановским, Н. Н. Липатовым, Н. М. Жаворонковым, П. Г. Романковым, Н. И. Гельпериным, В. В. Кафаровым, Ю. И. Дытнерским, В. Н. Стабниковым и др.

Следует отметить, что процессы и аппараты химической и пищевой технологий не имеют принципиального различия: используются одни и те же законы, методы расчета оборудования. Тем не менее специфика, связанная с пищевыми производствами, нашла отраже-

ние в изложении курса, в методиках расчета ряда процессов и аппаратов, в конструкциях аппаратов и машин.

Наука о процессах и аппаратах призвана играть большую роль в интенсификации развития пищевой и смежных отраслей промышленности и тем самым способствовать удовлетворению потребностей населения в продуктах питания.

3. КЛАССИФИКАЦИЯ ОСНОВНЫХ ПРОЦЕССОВ ПИЩЕВОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Развитие науки о процессах и аппаратах позволило создать систему понятий и научно обоснованную классификацию процессов пищевой технологии.

Рассмотрим основные понятия, такие как производственный процесс, технология и технологический аппарат, машина.

Производственный процесс (от лат. *processus* — продвижение) — это совокупность последовательных действий для достижения определенного результата.

Технология — это ряд приемов, проводимых направленно с целью получения из исходного сырья продукта с наперед заданными свойствами. Задача технологии как науки заключается в выявлении физических, химических, механических и других закономерностей с целью определения и использования на практике наиболее эффективных и экономичных производственных процессов.

Технологический аппарат (от лат. *apparatus* — оборудование) — это устройство, приспособление, оборудование, предназначенное для проведения технологических процессов.

Машина — устройство, выполняющее механические движения с целью преобразования энергии или материалов. Технологические машины преобразуют форму, свойства и положение обрабатываемого материала.

Все многообразие основных процессов пищевой технологии в зависимости от закономерностей их протекания можно свести к пяти основным группам: гидромеханические, теплообменные, массообменные, механические, биохимические.

Гидромеханические процессы — это процессы, скорость которых определяется законами механики и гидродинамики. К ним относятся процессы перемещения жидкостей и газов по трубопроводам и аппаратам, перемешивания в жидких средах, разделения суспензий и эмульсий путем отстаивания, фильтрования, центрифугирования, псевдооживления зернистого материала.

Теплообменные процессы — это процессы, связанные с переносом теплоты от более нагретых тел (или сред) к менее нагретым. К ним относятся процессы нагревания, пастеризации, стерилизации,

охлаждения, конденсации, выпаривания и т. п. Скорость тепловых процессов определяется законами теплопередачи.

Массообменные, или диффузионные, процессы — процессы, связанные с переносом вещества в различных агрегатных состояниях из одной фазы в другую. К ним относятся абсорбция и десорбция, перегонка и ректификация, адсорбция, экстракция, растворение, кристаллизация, увлажнение, сушка, сублимация, диализ, ионный обмен и др. Скорость массообменных процессов определяется законами массопередачи.

Механические процессы — это процессы чисто механического взаимодействия тел. К ним относятся процессы измельчения, классификации (фракционирования) сыпучих материалов, прессования и др.

Химические и биохимические процессы — процессы, связанные с изменением химического состава и свойств вещества, скорость протекания которых определяется законами химической кинетики.

ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ



В пищевой промышленности перерабатывают сырье и получают готовые продукты в различном агрегатном состоянии: твердом, жидком, паро- и газообразном. Для расчета процессов и аппаратов необходимо знать свойства пищевых продуктов и сырья.

Глава 1

ОСНОВНЫЕ СВОЙСТВА ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ И СЫРЬЯ

Многие пищевые продукты представляют собой однородные и неоднородные смеси.

К однородным смесям относятся растворы, например сахарные, водно-спиртовые, соки и т. д. Однородные смеси характеризуются концентрацией растворенного вещества.

К неоднородным относятся смеси твердого вещества с жидкостью, а также смеси различных нерастворимых одна в другой жидкостей. Для характеристики неоднородных смесей вводят понятие объемной или массовой доли, например доли твердого вещества в жидкости.

Все свойства веществ можно разделить на физические (плотность, удельный вес, вязкость, поверхностное натяжение и др.) и теплофизические (удельная теплоемкость, теплопроводность, температуропроводность и др.). Данные об этих свойствах для различных веществ и растворов в зависимости от температуры и давления приводятся в справочниках.

Рассмотрим основные свойства веществ.

Плотность ρ — это отношение массы M тела (вещества) к его объему V . Описывается формулой $\rho = M/V$ и выражается в килограммах на 1 м^3 , тоннах на 1 м^3 или граммах на 1 см^3 .

Плотность представляет собой величину, обратную удельному объему $v_{\text{уд}}$, т. е. объему, занимаемому единицей массы вещества; $\rho = 1/v_{\text{уд}}$, где $v_{\text{уд}} = V/M$.

Плотность раствора зависит от его концентрации C (рис. 1.1).

Отношение плотностей двух веществ называется относительной плотностью. Обычно относительную плот-

ность веществ определяют относительно плотности дистиллированной воды: $\rho_{отн} = \rho/\rho_в$, где ρ — плотность вещества; $\rho_в$ — плотность воды.

Плотность суспензии ρ_c (в кг/м^3) вычисляют по формуле

$$\rho_c = \rho_{тв}\varphi + \rho_ж(1-\varphi),$$

где $\rho_{тв}$ — плотность твердых частиц в суспензии, кг/м^3 ; φ — доля твердой фазы в суспензии; $\rho_ж$ — плотность жидкости, кг/м^3 .

Плотность сахарных сиропов, фруктовых соков, молока с сахаром при 20°C находят по формуле $\rho_{20} = 10[1,42x + (100-x)]$, где x — концентрация сухих веществ, %.

При температурах, отличных от 20°C , используется формула

$$\rho_t = \rho_{20} - 0,5(t-20),$$

где t — температура продукта, $^\circ\text{C}$.

Плотность томатопродуктов рассчитывают по формуле

$$\rho = 1016,76 + 4,4x - 0,53t.$$

Для характеристики сыпучих продуктов (зерна, сахарного песка, картофельной крупки и т. д.) вводится понятие насыпной плотности

$$\rho_n = (1-\varepsilon)\rho_{тв},$$

где ρ_n — насыпная плотность сыпучего продукта, кг/м^3 ; ε — порозность (пористость) сыпучего материала; $\varepsilon = V_n/V_n$; V_n — объем пустот свободно насыпанного материала, м^3 ; V_n — объем свободно насыпанного материала, м^3 ; $\rho_{тв}$ — действительная плотность частиц материала, кг/м^3 .

Для свободно насыпанных материалов порозность обычно находится в пределах $\varepsilon = 0,38 \dots 0,42$.

Плотность газов (в кг/м^3) вычисляют по формуле Клапейрона

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

где $\rho_0 = M/22,4$ — плотность газа при нормальных условиях ($T_0 = 273 \text{ K}$; $p_0 = 1013 \text{ кПа}$), кг/м^3 ; M — молекулярная масса газа, кг/моль ; T — абсолютная температура, K .

Плотность смеси газов $\rho_{см} = n_1 \rho_1 + n_2 \rho_2 + n_3 \rho_3 + \dots$, где n_1, n_2, n_3 — объемные доли компонентов газовой смеси; ρ_1, ρ_2, ρ_3 — соответствующие плотности компонентов.

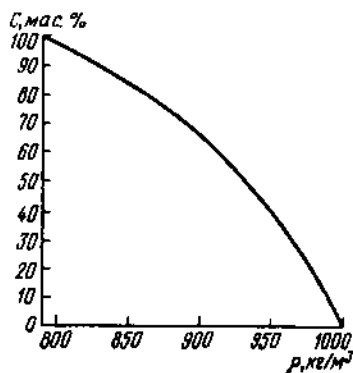


Рис. 1.1. Зависимость плотности ρ водно-спиртового раствора от его концентрации C

Удельный вес γ — это отношение веса тела (вещества) к его объему. В отличие от плотности удельный вес не является физико-химической характеристикой вещества, так как зависит от места измерения. Между удельным весом и плотностью существует соотношение $\gamma = \rho g$, где g — ускорение свободного падения, м/с^2 ($9,81 \text{ м/с}^2$).

Вязкость — это свойство газов и жидкостей сопротивляться действию внешних сил, вызывающих их течение.

Согласно гипотезе И. Ньютона при параллельно-струйном (ламинарном) течении (см. главу 4) среды вязкость проявляется в том, что при сдвиге соседних слоев среды возникает один относительно другого возникает сила противодействия. Эта сила противодействия характеризуется напряжением сдвига, или, как его еще называют, напряжением внутреннего трения, или касательным напряжением, которое пропорционально скорости относительного сдвига слоев жидкости. Напряжение сдвига представляет собой отношение силы сопротивления, возникающей между движущимися слоями среды, к площади поверхности соприкосновения слоев среды.

Напряжение сдвига

$$\tau = -\mu(dv/dl),$$

где dv/dl — градиент скорости (dv — изменение скорости течения при удалении на расстояние dl от поверхности слоя в перпендикулярном к нему направлении).

Знак «минус» указывает на то, что напряжение сдвига тормозит слой, движущийся с относительно большей скоростью.

Это уравнение выражает закон внутреннего трения Ньютона.

Коэффициент пропорциональности μ называют динамическим коэффициентом вязкости или динамической вязкостью.

Для ньютоновских сред динамическая вязкость характеризует сопротивление ламинарному течению. Если изменение скорости течения при удалении от поверхности слоя на расстояние 1 м по нормали равно 1 м/с, то напряжение сдвига составляет 1 Па.

Динамическая вязкость μ (в Па·с) может быть выражена формулой

$$\mu = (P/F)(dl/dv),$$

где P — сила, приложенная извне, Н; F — площадь действия силы, м^2 (P/F — давление сдвига, Па); l — расстояние между слоями, м; v — скорость сдвига, м/с.

Динамическая вязкость зависит от температуры и определяется по справочникам. При 20 °С динамическая вязкость воды составляет $\mu = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Кинематическая вязкость (или коэффициент кинематической вязкости) определяется по формуле $\nu = \mu/\rho$ и выражается в квадратных метрах в секунду. Кинематическая вязкость среды плотностью 1 кг/м³, динамическая вязкость которой равна 1 Па·с, составляет 1 м²/с.

Динамическую вязкость неоднородной жидкой смеси вычисляют по следующим уравнениям:

при $\mu_d > \mu_c$ и $\varphi \geq 0,3$

$$\mu_{см} = \frac{\mu_c}{1 - \varphi} \left[1 + \frac{6\varphi\mu_d}{\mu_c + \mu_d} \right];$$

при $\mu_d < \mu_c$ и $\varphi \geq 0,3$

$$\mu_{см} = \frac{\mu_c}{1 - \varphi} \left[1 - \frac{1,5\varphi\mu_d}{\mu_c + \mu_d} \right],$$

где μ_d, μ_c — динамическая вязкость соответственно дисперсной и сплошной фаз; φ — доля дисперсной фазы.

Многие жидкости, используемые в пищевой промышленности, не подчиняются закону внутреннего трения Ньютона. Такие жидкости, а к ним относятся растворы полимеров, дисперсные и пластические системы и др., называют неньютоновскими.

Для некоторых неньютоновских жидкостей, таких, как бингамовские (пасты, концентрированные суспензии), псевдопластичные (растворы полимеров), дилатантные, характерны различные отклонения свойств от ньютоновских жидкостей. Их сопротивление ламинарному течению характеризуется эффективной вязкостью $\mu_{эф}$, под которой понимают динамическую вязкость ньютоновской жидкости при том же градиенте скорости.

Для ньютоновских жидкостей зависимость между напряжением сдвига τ и градиентом скорости dv/dl согласно закону внутреннего трения Ньютона выражается прямой, проходящей через начало координат с тангенсом угла наклона, равным динамической вязкости μ .

Динамическая вязкость неньютоновских жидкостей не остается постоянной, а изменяется в зависимости от скорости сдвига, его продолжительности, а также от конструкции трубопровода или аппарата. Зависимости τ от dv/dl для неньютоновских жидкостей являются криволинейными. Эти зависимости называются кривыми течения.

Эффективную вязкость определяют по уравнению

$$\mu_{эф} = K(dv/dl)^{n-1},$$

где K — показатель консистентности; n — индекс течения.

Эффективная вязкость связана с текучестью τ следующим соотношением: $\tau = K(dv/dl)^n = K(dv/dl)^{n-1}(dv/dl) = \mu_{эф} dv/dl$.

На рис. 1.2 показаны кривые течения различных ньютоновских и неньютоновских жидкостей. Как видно, бингамовская жидкость обладает свойствами ньютоновской только выше предела текучести ($\tau > \tau_{пр}$). Кривая течения псевдопластичной жидкости на прямолинейных участках $0a$ и bc подчиняется закону течения ньютоновской жидкости с максимальной и минимальной (на участке bc) вязкостью,

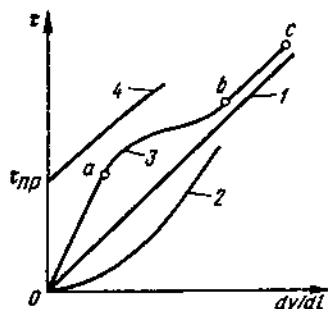


Рис. 1.2. Кривые течения:
1 — чистая вода; 2 — концентрированная суспензия; 3 — псевдопластичная жидкость; 4 — бингамовская жидкость

а на криволинейном участке ab ее течение описывается уравнением $\tau = \mu_{эф} dv/dl$.

Таким образом, эффективная вязкость псевдопластичной жидкости уменьшается с увеличением градиента скорости ($n < 1$). Чем меньше n , тем значительнее отличается течение псевдопластичной жидкости от ньютоновской.

Эффективная вязкость концентрированных суспензий, которые относятся к дилатантным жидкостям, возрастает с увеличением градиента скорости ($n > 1$).

Вязкость суспензий независимо от размера твердых частиц при объемной доле твердой фазы ϕ не более 10% вычисляются как

$$\mu_c = \mu_{ж}(1 + 2,5\phi),$$

а при $\phi > 10\%$ — как

$$\mu_c = \mu_{ж}(1 + 4,5\phi).$$

Простокваша, кефир, сметана и другие молочные продукты относятся к тиксотропным жидкостям, для которых характерно изменение зависимости τ от dv/dl во времени. Для тиксотропных и реопектантных жидкостей эффективная вязкость $\mu_{эф}$ определяется не только градиентом скорости, но и продолжительностью сдвига.

С увеличением продолжительности воздействия напряжения сдвига структура тиксотропных жидкостей разрушается и текучесть возрастает. После снятия напряжения сдвига структура жидкости восстанавливается и она перестает течь. Легко видеть, что при взбалтывании кефира, простокваши, сметаны и подобных молочных продуктов их вязкость уменьшается.

Существуют еще и реопектантные жидкости, которые отличаются от тиксотропных тем, что их текучесть снижается при увеличении продолжительности воздействия напряжения сдвига.

Вещества тестообразной консистенции относятся к максвелловским жидкостям. Эти жидкости текут под действием напряжения сдвига τ , но после снятия напряжения частично восстанавливают свою форму.

Динамическую вязкость (в мПа·с) соков, сиропов, сгущенного и натурального молока при температуре t определяют по формуле

$$\mu_t = 12,9\mu t^{0,85},$$

где μ — вязкость при 20 °С; для натурального молока $\mu=0,7 \exp(0,06+0,08x)$, здесь x — концентрация сухих веществ.

Динамическая вязкость (в мПа·с) растительного масла

$$\mu_t = 0,175 / [10 \exp(0,31 + 0,026t)],$$

а томатопродуктов (в Па·с)

$$\mu_t = 0,0199x^{2,94}t^{-1,17}.$$

Динамическую вязкость газовых смесей можно найти по формуле

$$M_{см}/\mu_{см} = m_1 M_1/\mu_1 + m_2 M_2/\mu_2 + \dots,$$

где $M_{см}, M_1, M_2, \dots$ — молекулярные массы газовой смеси и отдельных ее компонентов; $\mu_{см}, \mu_1, \mu_2, \dots$ — динамическая вязкость газовой смеси и отдельных ее компонентов; m_1, m_2, \dots — объемные доли компонентов в газовой смеси.

Для пересчета динамической вязкости газов на температуры, отличные от $T=273$ К, пользуются формулой

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{1,5},$$

где μ_0 — динамическая вязкость при 273 К; C — коэффициент Сатерленда (для азота $C=114$, для кислорода $C=131$, для воздуха $C=124$); T — температура газа, К.

Поверхностное натяжение σ — это величина, численно равная работе, которую нужно затратить для того, чтобы при постоянной температуре увеличить на единицу площади поверхность раздела фаз. Поверхностное натяжение жидкости определяют так же, как величину, численно равную силе, действующей на единицу длины контура поверхности раздела и стремящейся сократить эту поверхность до минимума. Благодаря поверхностному натяжению капля жидкости при отсутствии внешних воздействий принимает форму шара.

Поверхностное натяжение зависит от температуры и уменьшается с повышением ее.

Значения поверхностного натяжения для некоторых жидкостей приведены в табл. 1.1.

1.1. Поверхностное натяжение жидкостей

Жидкость	Температура, °С	Поверхностное натяжение $\sigma \cdot 10^3$, Н/м
Вода	0	75,6
	20	72,8
Масло оливковое	20	32,0
Спирт:		
этиловый	20	24,1
метилловый	20	22,6
Кислота уксусная	20	27,8

Теплоемкость — это отношение количества теплоты, подводимой к веществу, к соответствующему изменению его температуры. Теплоемкость единицы количества вещества называется удельной теплоемкостью. В расчетах используют массовую, объемную и мольную удельные теплоемкости.

Удельная теплоемкость зависит от того, при каком процессе (изобарном, изохорном, адиабатном, политропическом, изотермическом) происходит обмен энергией между веществом и окружающей средой.

Наиболее часто в расчетной практике используются изобарная теплоемкость c_p и изохорная теплоемкость c_v , которые связаны между собой уравнением $c_p - c_v = R$, где R — универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К); Дж/(кг·К).

Отношение $c_p/c_v = K$ называется показателем адиабаты.

Массовая удельная теплоемкость показывает, какое количество теплоты надо сообщить веществу массой 1 кг, чтобы повысить его температуру на один градус.

Теплоемкость жидкостей и газов зависит от температуры и увеличивается с повышением ее. Экспериментальные значения удельных теплоемкостей пищевых продуктов приводятся в соответствующих справочниках в виде таблиц и эмпирических формул.

Удельные теплоемкости жидкостей изменяются в диапазоне от 0,8 до 4,19 кДж/(кг·К), газов — от 0,5 до 2,2, твердых веществ — от 0,13 до 1,8 кДж/(кг·К).

Удельная теплоемкость неоднородных систем определяется по уравнению

$$c_p = c_a \varphi_a + c_b \varphi_b + c_c \varphi_c + \dots,$$

где c_a, c_b, c_c — массовые удельные теплоемкости компонентов; $\varphi_a, \varphi_b, \varphi_c$ — массовые доли соответствующих веществ в смеси.

Удельную теплоемкость томатопродуктов [в Дж/(кг·К)] рассчитывают по формуле

$$c = 4228,7 - 20,9x - 10,88t,$$

а для растительного сырья

$$c = c_c(1 - 0,01w) + 41,87w,$$

где c_c — удельная теплоемкость сухих веществ; w — влажность, %.

Удельная теплоемкость сахарозы

$$c = 4190 - 0,01x \cdot 2510 - 7,54t + 4,61(100 - Dб),$$

где x — концентрация сухих веществ; $Dб$ — доброкачественность продукта, %.

теста

$$c = 1675(1 + 0,015w),$$

зерна

$$c = 1550 + 26,4w$$

Теплопроводность — это перенос энергии от более нагретых частей тела к менее нагретым в результате теплового движения и взаимодействия микрочастиц, приводящий к выравниванию температуры тела.

Интенсивность теплопроводности в твердых материалах, жидкостях и газах характеризуется коэффициентом теплопроводности λ , который является теплофизическим параметром вещества и показывает, какое количество теплоты проходит через 1 м^2 поверхности в течение 1 ч при градиенте изменения температур в направлении, перпендикулярном к изотермической поверхности, равном 1.

Коэффициент теплопроводности жидкости при температуре около $30 \text{ }^\circ\text{C}$ может быть рассчитан по формуле

$$\lambda_{30} = A_1 c \rho \sqrt[3]{Q/M},$$

где A_1 — коэффициент, зависящий от степени ассоциации жидкости (для ассоциированных жидкостей, например воды, $A_1 = 3,58 \cdot 10^{-8}$; для неассоциированных жидкостей, например бензола, $A_1 = 4,22 \cdot 10^{-8}$; c — удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К); ρ — плотность жидкости, кг/м³; M — молекулярная масса.

Коэффициент теплопроводности жидкости при температуре t

$$\lambda_t = \lambda_{30} [1 - \epsilon(t - 30)],$$

где ϵ — температурный коэффициент, принимающий следующие значения ($10^3 \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$): для метилового спирта и уксусной кислоты $\epsilon = 1,2$; для пропилового и этилового спиртов $\epsilon = 1,4$.

Теплопроводность фруктовых соков, сиропов, молока с сахаром [в Вт/(м·К)] определяют по формуле $\lambda_t = \lambda_{20} + 0,00068(t - 20)$; при $20 \text{ }^\circ\text{C}$ $\lambda_{20} = 0,593 - 0,025x^{0,53}$, где x — концентрация сухих веществ.

Теплопроводность томатопродуктов $\lambda = (528 - 4,04x + 2,05t)10^{-3}$; растворов сахарозы при температурах до $80 \text{ }^\circ\text{C}$ при $0 \leq x < 65\%$ $\lambda = (1 - 5,479 \cdot 10^{-3}x)(0,5686 + 1,514 \cdot 10^{-3}t - 2,2 \cdot 10^{-6}t^2)$.

Контрольные вопросы и задания. 1. Какими основными теплофизическими свойствами характеризуются пищевые продукты и сырье? 2. Что такое вязкость? В каких единицах измеряется вязкость? 3. Какая существует связь между различными единицами вязкости? 4. Что такое теплоемкость? Чем она характеризуется и в каких единицах измеряется? 5. Дайте определение коэффициента теплопроводности. В каких единицах он измеряется?

Глава 2

ПРИНЦИПЫ АНАЛИЗА И РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ

2.1. КИНЕТИЧЕСКИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ ОСНОВНЫХ ПРОЦЕССОВ ПИЩЕВОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Кинетика — это учение о скоростях и механизмах процессов, в том числе гидродинамических, тепло- и массообменных. Кинетика является научной основой создания новых и совершенствования существующих процессов пищевой технологии.

Знание кинетических закономерностей процессов необходимо для расчета основных размеров аппаратов. Общие кинетические закономерности процессов пищевой технологии, за исключением механических процессов, формулируются в виде общего закона: скорость процесса прямо пропорциональна движущей силе и обратно пропорциональна сопротивлению. Величина, обратная сопротивлению, называется коэффициентом скорости процесса.

Согласно определению общее кинетическое уравнение имеет вид

$$\frac{dV}{Fdt} = \frac{\Delta}{R} = K\Delta, \quad (2.1)$$

где V — количество массы или энергии; F — площадь, через которую проходит масса или энергия; t — продолжительность процесса; Δ — движущая сила; R — сопротивление; K — коэффициент скорости, обратный сопротивлению.

В общем случае движущей силой процесса является разность потенциалов, а в частных случаях — перепад давлений Δp между входом потока в трубопровод или аппарат и выходом потока из трубопровода или аппарата (для гидромеханических процессов), разность температур между теплоносителями, обменивающимися теплотой (для теплообменных процессов), разность концентраций распределяемого между фазами вещества (для массообменных процессов). Коэффициенты скорости процессов зависят от режимов движения потоков материалов, которые определяются законами гидродинамики.

При изучении всех перечисленных процессов используются однотипные дифференциальные уравнения и однотипный математический аппарат: дифференциальные уравнения, полученные теоретическим путем, на основе теории подобия преобразуют в критериальные уравнения, которые приводят по экспериментальным данным к расчетному виду. По критериальным уравнениям определяют коэффициенты скорости процессов, используемые в дальнейшем для расчета рабочего объема или площади поверхности аппаратов.

2.2. ОБЩИЕ ПРИНЦИПЫ РАСЧЕТА МАШИН И АППАРАТОВ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

Расчет машин и аппаратов предусматривает определение массовых потоков перерабатываемых материалов, а также количества необходимой энергии, оптимальной площади тепломассообменной поверхности (объема) аппарата или продолжительности процесса, основных размеров машин и аппаратов.

Анализ кинетических закономерностей позволяет оценить условия процесса и определить оптимальные, соответствующие минимальным размерам машин и аппаратов.

Анализ процессов и расчет машин и аппаратов проводят в следу-

ющем порядке: составляют материальный и энергетический балансы процесса; исходя из статики, определяют направление течения процесса и условия равновесия; вычисляют движущую силу; на основании кинетики определяют скорость процесса. По данным о скорости процесса и величине движущей силы при найденном оптимальном режиме процесса определяют основной размер аппарата — рабочий объем или рабочую площадь поверхности. По основному размеру определяют все остальные размеры аппарата.

Материальный баланс составляют на основании закона сохранения массы: количество поступающих материалов ΣQ_n должно быть равно количеству конечных продуктов ΣG_k , получаемых в результате проведения процесса:

$$\Sigma G_n = \Sigma G_k. \quad (2.2)$$

На основании материального баланса определяют выход продукта, т.е. выраженное в процентах отношение полученного количества продукта к максимально возможному. Выход продукта рассчитывают на единицу затраченного сырья.

Материальный баланс составляют для всех веществ либо для одного вещества за выбранную единицу времени или за одну операцию.

Тепловой баланс составляют на основе закона сохранения энергии: количество энергии ΣQ_n , введенной в процесс, должно быть равно количеству выделившейся энергии:

$$\Sigma Q_n = \Sigma Q_k + \Sigma Q_p, \quad (2.3)$$

где ΣQ_k — количество отводимой теплоты; ΣQ_p — потери теплоты в окружающее пространство.

Вводимая в процесс теплота ΣQ_n складывается из теплоты Q_1 , поступающей с исходными материалами, подводимой, например, теплоносителями, теплоты Q_2 и теплоты физических или химических превращений Q_3 .

Количество отводимой теплоты ΣQ_k складывается из теплоты, уходящей с конечными продуктами и отводимой теплоносителями.

Из теплового баланса определяют расход греющего пара, воды и других теплоносителей.

По величинам, характеризующим рабочие и равновесные параметры, определяют и движущую силу процесса, затем рассчитывают кинетику процесса и определяют коэффициент скорости процесса.

Под интенсивностью процесса понимают результат его, отнесенный к единице времени и единице площади поверхности или объема аппарата. Интенсивность процесса характеризуется количеством энергии или массы, прошедшей в единицу времени через единицу площади поверхности или единицу рабочего объема аппарата. Интенсивность процесса согласно (2.1) пропорциональна движущей

силе. Мерой интенсивности процесса является коэффициент его скорости K .

Самой сложной частью расчета аппаратов является определение движущей силы процесса и коэффициента скорости, которые зависят от гидродинамической обстановки в аппарате и изменяются при масштабном переходе от лабораторных аппаратов к промышленным.

2.3. ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К МАШИНАМ И АППАРАТАМ, И ОЦЕНКА ИХ ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ

К аппаратам и машинам предъявляют следующие требования: аппарат (машина) должен быть высокоэффективным (высокопроизводительным), надежным, малозерго- и металлоемким, удовлетворять требованиям безопасности работы и быть удобным в обслуживании.

Непрерывными условиями длительной и бесперебойной работы оборудования являются его механическая надежность и конструктивное совершенство. Механическую надежность характеризуют прочность, жесткость, устойчивость, долговечность, герметичность. Прочность тесно связана с долговечностью и безопасностью конструкции.

Конструктивное совершенство аппаратуры характеризуют простота, малая металлоемкость, технологичность конструкции, высокий коэффициент полезного действия.

Эксплуатационные достоинства определяются удобством обслуживания, простотой и низкими затратами на эксплуатацию.

Степень совершенства конструкции характеризуют технико-экономические показатели: производительность оборудования, расходные коэффициенты, стоимость и расходы на его эксплуатацию, себестоимость продукции.

Как правило, в аппаратурно-технологических линиях должны использоваться стандартные аппараты и машины. Типовая аппаратура довольно проста по устройству и состоит из элементов, которые применяются и в более сложной аппаратуре.

Организации — разработчики аппаратуры для пищевой и смежных отраслей промышленности проводят типизацию и нормализацию оборудования, позволяющие сократить расходы на проектирование, снизить стоимость и организовать серийное производство. Основными руководящими документами при проектировании пищевого оборудования являются государственные стандарты, отраслевые нормы, технические условия, инструкции и нормы.

Однако ряд пищевых производств имеет свои специфические особенности, что заставляет разрабатывать и изготавливать нетиповую как по конструкции, так и по материалам аппаратуру. В ряде

случаев при создании новых интенсивных аппаратурно-технологических линий используют высокоэффективные, разработанные по специальным заказам нестандартные машины и аппараты.

При оценке конструкции аппарата и машины решающее значение имеет их технико-экономическая характеристика. Оптимальным является такой аппарат (машина), который обеспечивает конечный результат с наименьшими затратами.

Машины и аппараты должны работать в оптимальных условиях. Определение таких условий связано с выбором критерия оптимальности, который может зависеть от оптимальных значений ряда параметров (температура, давление, расход, степень очистки и т. д.). Часто используют экономические критерии оптимальности, отражающие основные технические характеристики процесса, энергетические, трудовые и другие затраты. Применяют также технологические, термодинамические, статистические и другие критерии.

2.4. ОСНОВНЫЕ КОНСТРУКЦИОННЫЕ МАТЕРИАЛЫ И ИХ ВЫБОР

Выбор материала для изготовления оборудования пищевых производств начинается с изучения рабочих условий, в которых предстоит работать оборудованию: давления, температуры, коррозионной агрессивности среды и других факторов. При этом учитывают важнейшие свойства материала: прочность, тепловую и химическую стойкость, физические свойства, а также технологические характеристики, состав и структуру материала, стоимость и доступность.

Свойства материала связаны между собой и сильно зависят от условий эксплуатации материала. Например, с повышением температуры рабочих сред в аппарате снижается механическая и коррозионная стойкость материала.

Материалы для изготовления машин и аппаратов. В пищевом машиностроении для изготовления машин и аппаратов наиболее часто применяют стали, чугуны, цветные металлы и пластмассы.

Стали должны обладать высокой механической прочностью, пластичностью, хорошо поддаваться штамповке, ковке и сварке. Наибольшее применение для изготовления аппаратов и машин нашли углеродистые стали марок Ст. 1, Ст. 2 и Ст. 3. Для изготовления ответственных деталей компрессоров, насосов, сушилок, теплообменников и др. применяют качественные углеродистые, наклепированные и легированные стали.

Чугуны представляют собой многокомпонентные сплавы железа с углеродом, а также с кремнием, марганцем, фосфором. Чугуны применяют для изготовления как отдельных деталей машин, так и целых аппаратов: цилиндров насосов и компрессоров, зубчатых и червячных колес, труб и трубопроводной арматуры.

Основным методом изготовления деталей из чугунов является литье.

Чугуны хорошо сопротивляются сжатию, плохо — изгибу и растяжению, а также скалыванию.

Цветные металлы, в основном алюминий и медь, широко применяют в пищевом машиностроении.

Алюминий обладает достаточной прочностью, низкой плотностью, хорошей теплопроводностью, легко штампуется и прокатывается. Для изготовления аппаратуры используют марки АОО и АО с содержанием алюминия соответственно не менее 99,7 и 99,6%.

Медь является ценным конструкционным материалом. Для изготовления пищевой аппаратуры применяют марки М2 и М3.

Медь подобно алюминию хорошо тянется, штампуется, вальцуется как в горячем, так и в холодном состоянии. Для изготовления аппаратуры — теплообменных аппаратов, ректификационных колонн и др. — применяют отожженную медь.

Из сплавов на основе меди используют бронзы и латуни.

Неметаллические материалы неорганического и органического происхождения используют в пищевой промышленности достаточно широко. Из материалов неорганического происхождения для изготовления самых различных аппаратов (перегонных и выпарных аппаратов, теплообменников, ферментаторов, ректификационных колонн, трубопроводов и т.д.) используют стекло. Применение стекла повышает санитарно-гигиенические условия производства продуктов питания.

Из материалов органического происхождения применяют конструкционные пластические массы: полиэтилен, поликарбонат, полисульфон, полиамиды, фторопласт-4, полистирол и др. Полиэтилен используют для изготовления емкостей для пищевого сырья, футеровки и заполнения аппаратов и других целей. Например, в непрерывном процессе получения шампанских вин для увеличения площади поверхности контакта фаз в реакторах применяют цилиндрические полиэтиленовые насадки.

Из поликарбоната и полиамидов изготавливают некоторые узлы оборудования, посуду и др. Фторопласт-4 применяют для изготовления прокладок и других уплотняющих деталей, футеровки аппаратов. Из полисульфона и поликарбоната изготавливают пленки для мембранных аппаратов. Полистирол применяют для упаковки и изготовления посуды.

Химическая стойкость материалов. Конструкционный материал для изготовления аппаратов, работающих в агрессивных средах, должен обладать высокой химической стойкостью. Преждевременный выход машин и их деталей из строя часто является следствием неправильного выбора материала для их изготовления.

Продукты коррозии являются причиной снижения качества про-

дукта, загрязняя его. Они могут испортить цвет, ухудшить вкус, придать запах продукту. Кроме того, материал аппарата может служить катализатором, интенсифицирующим течение побочных процессов. Контакт обрабатываемых веществ с коррозионностойким материалом может в некоторых случаях препятствовать проведению процессов, например биохимических.

Оценка материала по коррозионностойкости проводится по специальной шкале (табл. 2.1).

2.1. Шкала коррозионностойкости металлов

Группа стойкости	Балл коррозионностойкости	Скорость коррозии, мм в год
Совершенно стойкие	1	<0,001
	2	0,001...0,005
Весьма стойкие	3	0,005...0,01
	4	0,01...0,05
Стойкие	5	0,05...0,1
	6	0,1...0,5
Пониженно-стойкие	7	0,5...1,0
	8	1,0...5,0
Малостойкие	9	5...10
Нестойкие	10	>10

Для оценки интенсивности процесса коррозии применяют глубинный или массовый показатель. Глубинный показатель при равномерной коррозии измеряется уменьшением толщины металла (в мм) в год. Для изготовления аппаратуры используют материалы, скорость коррозии которых не превышает 0,1...0,5 мм в год.

Для защиты металлов от коррозии их покрывают металлическими и неметаллическими пленками, облицовывают. Из металлов для этих целей используют хром, никель, алюминий и др., из неметаллов — эмали, полимерные материалы и различные лаки.

Технико-экономический выбор коррозионностойких материалов.

При выборе материалов должны учитываться следующие факторы: первоначальная стоимость основного технологического оборудования; затраты, обусловленные коррозией или устранением ее последствий в процессе технического обслуживания оборудования в рассматриваемом коррозионностойком исполнении; затраты, обусловленные коррозией или устранением ее последствий при текущих и капитальных ремонтах оборудования; убытки от простоев во время межремонтного срока службы оборудования, обусловленные коррозией или устранением ее последствий. Вариант с минимальными затратами является наиболее рациональным для каждой позиции разрабатываемой технологической схемы.

2.5. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ АППАРАТОВ

Основные типы процессов и аппаратов. Машины и аппараты по принципу организации процесса бывают периодического, непрерывного и смешанного действия.

В периодическом процессе отдельные его стадии (например, загрузка теста в смеситель, нагрев, смешение и выгрузка) осуществляются в одном аппарате (машине), но в определенной последовательности.

В непрерывном процессе отдельные его стадии осуществляются одновременно, но в разных местах одной машины или аппарата или в разных машинах и аппаратах.

В смешанных процессах отдельные стадии осуществляются периодически в машинах и аппаратах периодического действия, а другие стадии — в машинах и аппаратах непрерывного действия.

В зависимости от изменения параметров процесса (температур, давлений, скоростей, концентраций и т. д.) во времени они делятся на установившиеся (стационарные) и не установившиеся (нестационарные).

В установившихся процессах значения параметров постоянны во времени (непрерывные процессы), а в не установившихся — изменяются во времени, т. е. являются функциями положения в пространстве и во времени (периодические процессы).

Непрерывные процессы отличаются от периодических по распределению времени пребывания частиц среды в аппарате и связанных с ним изменений других факторов (температур, концентраций), влияющих на процесс. В периодически действующем аппарате все частицы находятся одинаковое время, в непрерывнодействующем — различное время.

Для характеристики периодических и непрерывных процессов используют следующие понятия:

продолжительность процесса τ — время, необходимое для завершения всех его стадий от загрузки исходного сырья до выгрузки готового продукта;

период процесса $\Delta\tau$ — время от начала загрузки исходного сырья данной партии до начала загрузки исходного сырья следующей партии;

степень непрерывности $\tau/\Delta\tau$ — частное от деления продолжительности процесса на его период.

Периодический процесс характеризуется периодом $\Delta\tau > 0$, степенью его непрерывности $\tau/\Delta\tau < 1$ и единством места осуществления отдельных стадий процесса.

Непрерывный процесс характеризуется периодом $\Delta\tau \rightarrow 0$, степенью его непрерывности $\tau/\Delta\tau \rightarrow \infty$ и единством места проведения отдельных стадий.

Непрерывные процессы в настоящее время широко внедряются в промышленность благодаря значительным преимуществам перед периодическими. Такие преимущества заключаются в возможности специализации и типизации аппаратуры для каждой стадии процесса, в стабилизации процесса во времени, стабилизации и повышении качества продукта, во внедрении автоматических систем управления технологическим процессом (АСУ ТП).

По распределению концентраций (температур) в рабочем объеме аппараты бывают идеального смешения, идеального вытеснения и промежуточного типа.

В аппаратах идеального смешения концентрация (температура) во всем объеме одинакова и равна концентрации (температуре) на выходе из аппарата.

В аппарате идеального вытеснения концентрация (температура) меняется плавно от начальной до конечной.

В реальных аппаратах поле концентраций (температур), как правило, отличается от схем идеального перемешивания и идеального вытеснения. Они относятся к аппаратам промежуточного типа.

В аппаратах промежуточного типа распределение, или поле, концентраций (температур) в рабочем объеме можно характеризовать числом псевдосекций идеального смешения или коэффициентами диффузии.

Степень приближения поля концентраций (температур) к полям в аппаратах идеального смешения или вытеснения устанавливают экспериментально на основании кривых отклика на вводимое в поток возмущение. Так, при количестве псевдосекций $N=1$ имеем аппарат идеального смешения, при $N \rightarrow \infty$ — аппарат идеального вытеснения. При промежуточном значении числа псевдосекций N аппарат относится к аппаратам промежуточного типа.

Распределение концентраций (температур) в аппарате необходимо знать для вычисления средней движущей силы процесса и времени пребывания.

Рассмотрим характер изменения температур в аппаратах непрерывного действия идеального смешения, идеального вытеснения и промежуточного типа.

В аппарате идеального смешения (рис. 2.1, а) жидкость идеально перемешана. Температура поступающей в аппарат жидкости $t_{\text{н}}$ мгновенно принимает значение температуры жидкости в аппарате $t_{\text{к}}$, которая равняется конечной температуре жидкости на выходе из аппарата.

В аппарате идеального вытеснения (рис. 2.1, б) поступающие в аппарат объемы жидкости не смешиваются с предыдущими, полностью вытесняя их. В результате этого температура жидкости плавно меняется по длине или высоте аппарата от $t_{\text{н}}$ до $t_{\text{к}}$.

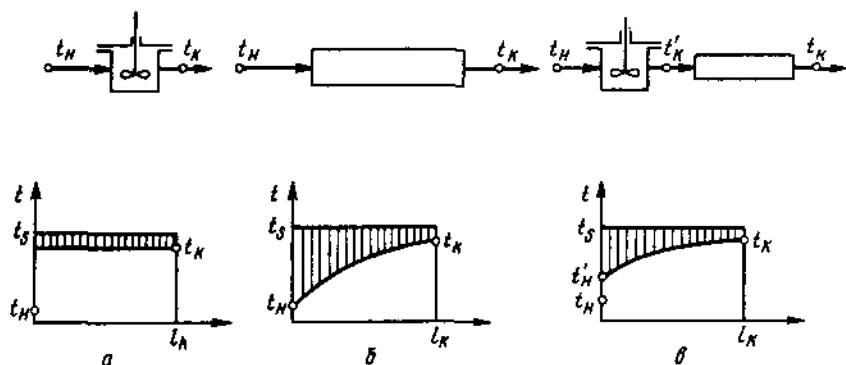


Рис. 2.1. Характер изменения температуры при нагревании жидкости в аппаратах: *а* — идеального смешения; *б* — идеального вытеснения; *в* — промежуточного типа; t_s — некоторая предельная температура в процессе (например, температура греющего пара)

В аппаратах промежуточного типа (рис. 2.1, *в*) отсутствует идеальное смешение жидкости, но нет и идеального вытеснения. Вследствие этого температура жидкости изменяется первоначально скачкообразно от t_n до t'_n , как в аппарате идеального смешения, а затем плавно изменится от t'_n до t_k , как в аппарате идеального вытеснения.

Движущей силой процесса является разность между предельной температурой и рабочей. На рис. 2.1 показано изменение движущей силы (разности температур), пропорциональное величинам заштрихованных площадей. Максимальные величины движущей силы соответствуют аппаратам идеального вытеснения, минимальные — аппаратам идеального смешения, промежуточные — аппаратам промежуточного типа.

Если рабочий объем аппарата идеального смешения V_p разделить на N последовательно соединенных секций объемом каждая V_p/N , то движущую силу можно значительно увеличить, причем чем больше N , тем больше будет и движущая сила. Практически при $N=8\ldots 16$ движущая сила такого аппарата промежуточного типа будет приближаться к движущей силе в аппарате идеального вытеснения.

Расчет аппаратов (машин) периодического действия. При расчете аппаратов (машин) периодического действия задаются производительностью в единицу времени (в час, сутки и т. д.) V_τ и периодом процесса Δt .

Число партий продукта в сутки, которое производится одним аппаратом или машиной, $b=24/\Delta t$.

Число партий, которое должно быть выпущено в сутки для

достижения заданной производительности V_τ , $a=b=V_\tau/V_p$, где V_p — рабочий объем аппарата.

Требуемое число аппаратов или машин $n=a/b=V_\tau\Delta\tau/(24V_p)$.

Если заданная производительность обеспечивается работой одного аппарата или машины ($n=1$), то его рабочий объем $V_p=V_\tau\Delta\tau/24$.

Расчет аппаратов (машин) непрерывного действия. Для аппарата идеального вытеснения, в котором протекает массообменный процесс, приводящий к изменению концентрации исходного продукта от x_n до x_k , основное уравнение в соответствии с (2.1) можно записать в интегральной форме так:

$$M/(V_p\tau)=K_v\Delta x_{cp}, \quad (2.4)$$

где M — масса получаемого продукта; V_p — рабочий объем аппарата; τ — продолжительность процесса; K_v — объемный коэффициент скорости процесса; Δx_{cp} — средняя движущая сила процесса.

В общем случае Δx_{cp} определяется как средняя величина движущей силы в пределах изменения концентраций от x_n до x_k :

$$\Delta x_{cp} = \frac{1}{x_k - x_n} \int_{x_n}^{x_k} \Delta x dx.$$

Если объем сырья, перерабатываемого в единицу времени, составляет V_τ , то средняя производительность аппарата в единицу времени (в кг/с, кг/ч)

$$M_\tau = M/\tau = V_\tau(x_k - x_n),$$

а рабочий объем аппарата

$$V_p = \frac{V_\tau(x_k - x_n)}{K_v\Delta x_{cp}}.$$

Между производительностью аппарата и его рабочим объемом существует определенная связь.

Из уравнения расхода $V_\tau = fv$, где f — площадь поперечного сечения аппарата; v — линейная скорость. Умножим и разделим правую часть этого уравнения на длину аппарата L , тогда $V_\tau = fLv/L = V_p/\tau$, или

$$V_p = V_\tau\tau. \quad (2.5)$$

Продолжительность процесса τ определим из сопоставления

уравнений (2.4) и (2.5):

$$\tau = \frac{x_k - x_n}{K_V \Delta x_{cp}}$$

Если V_p оказывается значительным, то устанавливают несколько параллельно работающих аппаратов с рабочими объемами $V_n = V_p/n$.

Сложность расчета площади теплообменной поверхности (объема) аппарата или продолжительности процесса заключается в основном в определении кинетических коэффициентов и средней движущей силы процесса.

При переходе от лабораторных аппаратов к промышленным изменяется гидродинамическая обстановка в аппарате, что вызывает изменение величины движущей силы процесса и кинетических коэффициентов. Поэтому необходимо при расчете промышленного оборудования в расчетные уравнения вводить соответствующие коэффициенты, учитывающие изменение масштаба процесса и аппарата. Такие коэффициенты получают на основании физического и математического моделирования процессов и аппаратов.

2.6. МОДЕЛИРОВАНИЕ И ПОДОБИЕ ПРОЦЕССОВ ПИЩЕВОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Виды моделирования. Процессы пищевой технологии характеризуются большим количеством и многообразием параметров, определяющих протекание процессов, значительным количеством внутренних связей между параметрами. Чтобы ограничить такой большой поток информации о процессе, создают его модель, которая отражает отдельные явления изучаемого процесса.

Процесс моделирования включает сравнение модели с явлением (модель считается удовлетворительной, если расхождение невелико) и сравнение нашего ожидания с показаниями модели.

Применяют два вида моделирования: физическое и математическое. При физическом моделировании изучение данного процесса происходит на физической модели. Математическое моделирование предусматривает математическое описание модели изучаемого процесса. При этом физический процесс заменяют алгоритмом, моделирующим его. Затем устанавливают адекватность модели изучаемому процессу.

Методы математического моделирования в сочетании с ЭВМ позволяют при относительно небольших материальных затратах изучать различные варианты аппаратурно-технологического оформления процесса, находить оптимальные.

При математическом моделировании используют также свой-

ство изоморфности дифференциальных уравнений, которое является отражением единства законов природы и позволяет с помощью однотипных дифференциальных уравнений описать различные по своей физической природе явления. Существует аналогия между процессами, различными по своей сущности: электрическими, гидродинамическими, тепловыми и массообменными. Эти процессы описываются однотипными дифференциальными уравнениями:

перенос электричества (закон Ома) —

$$i = -(1/R)(dU/dx);$$

перенос количества энергии (закон трения Ньютона) —

$$\tau = -\mu(dv/dx);$$

перенос вещества (закон Фика) —

$$m = -D(dc/dx);$$

перенос теплоты (закон Фурье) —

$$q = -\lambda(dt/dx),$$

где dU/dx , dv/dx , dc/dx , dt/dx — градиенты соответственно напряжения, скорости, концентрации и температуры; здесь i — сила тока; τ — касательное напряжение; m — массовый поток; D — коэффициент диффузии; q — тепловой поток; R — сопротивление.

Если ввести соответствующие пересчетные коэффициенты, то любой из перечисленных процессов можно смоделировать переносом электричества. На исследовании электрических моделей основаны работы аналоговых вычислительных машин, позволяющих моделировать физико-химические и биохимические процессы различной природы. Применение принципа аналогии превращает модель в счетно-решающее устройство, что в определенной степени устраняет различие между теоретическим и экспериментальным исследованиями процесса.

В ряде случаев чрезвычайная чувствительность потоков, в которых осуществляется процесс, к внешним возмущениям, а следовательно, и к самым незначительным изменениям условий взаимодействия потока с окружающей средой заставляет отказаться от строго аналитического исследования, предполагающего фиксацию условий на границах системы. И в распоряжении исследователя остаются лишь полуэмпирические методы исследования, в том числе метод теории подобия, в разработку которого внесли большой вклад советские ученые В. М. Кирпичев и А. А. Гухман.

Теория подобия. Она дает ответ на вопрос, как следует поставить эксперимент и обработать полученные результаты и на какие процессы их можно распространить, установить условия эксперимента, при которых число опытов будет минимальным; определить наименьшее количество измеряемых величин и правильно обработать результаты экспериментов, установить области применимости полученных результатов.

Процессы пищевой технологии сложны. В ряде случаев для их математического описания удается составить дифференциальные уравнения, которые, однако, как правило, неразрешимы. Объясняется это тем, что дифференциальное уравнение описывает целый класс процессов, в пределах которого действуют применяемые законы, и не учитывает частных особенностей отдельных процессов.

Чтобы описать частный процесс, дифференциальное уравнение следует дополнить данными, характеризующими этот частный процесс. Такие данные называются *у с л о в и я м и о д н о з н а ч н о с т и* и позволяют из всего класса процессов, описываемого данным дифференциальным уравнением, выделить конкретный единственный процесс.

Если процессы описываются одним и тем же дифференциальным уравнением или системой дифференциальных уравнений при подобных условиях однозначности, такие процессы подобны.

К условиям однозначности относятся геометрические условия, характеризующие размеры и форму аппарата, в котором протекает процесс; физические свойства среды; граничные условия, характеризующие взаимодействия среды с телами, ограничивающими объем, в котором протекает процесс; начальные условия системы, т. е. ее состояние в момент, когда начинается изучение процесса.

Условия однозначности являются индивидуальными признаками различных процессов, входящих в один и тот же класс. По этим признакам и можно выделить из класса процессов один частный процесс.

Теория подобия позволяет распространить результаты одного опыта на группу подобных процессов в пределах данного класса путем особого способа задания условий однозначности. Это обстоятельство позволяет переносить экспериментальные данные, полученные на модели, на промышленный объект, т. е. моделировать процесс. Для выделения из класса процессов группы подобных условий однозначности задаются в виде ряда подобных значений параметров или в виде произведения соответствующих параметров на постоянные множители — масштабные коэффициенты. Таким образом, условия однозначности различаются на масштабный коэффициент, а процессы, входящие в эту группу, можно рассматривать как один процесс, но протекающий с изменяющимися параметрами, отличающимися только масштабом.

Подобие условий однозначности включает геометрическое подобие аппаратов, подобие физических величин, временное подобие, подобие граничных и начальных условий.

Геометрическое подобие аппаратов заключается в том, что отношение всех сходственных размеров сравниваемых аппаратов является величиной постоянной. Например, если два аппарата (рис. 2.2) геометрически подобны, то

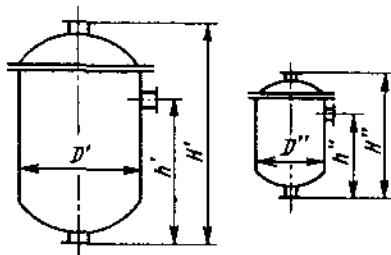


Рис. 2.2. Геометрически подобные аппараты

$$H'/H'' = h'/h'' = D'/D'' = d'/d'' = K_1;$$

$$H' = K_1 H''; h' = K_1 h'' \text{ и т. д.,}$$

где K_1 — масштабный коэффициент геометрического преобразования, являющийся постоянной величиной для сравниваемых аппаратов.

Наглядным примером геометрического подобия служат географические карты, которые различаются только масштабом.

Временное подобие заключается в том, что отношение между интервалами времени завершения аналогичных стадий процесса сохраняется постоянным.

Например, продолжительность нагрева смеси до температуры кипения в первом аппарате составляет τ'_1 , а во втором — τ''_1 . Продолжительность испарения определенного количества воды составляет соответственно τ'_2 и τ''_2 . Тогда временное подобие процессов будет характеризоваться соотношением

$$\tau'_1/\tau''_1 = \tau'_2/\tau''_2 = K_\tau,$$

откуда

$$\tau'_1 = K_\tau \tau''_1; \tau'_2 = K_\tau \tau''_2,$$

где K_τ — масштабный множитель временного подобия.

Временное подобие процессов называется гомотронностью. В случае, когда $K_\tau = 1$, имеет место синхронность процессов, являющаяся частным случаем гомотронности.

Подобие физических величин имеет место при соблюдении геометрического и временного подобия. В этом случае говорят также о подобии полей физических величин.

Например, $\varrho'_1/\varrho''_1 = \varrho'_2/\varrho''_2 = \varrho'_3/\varrho''_3 = \dots = K_\varrho$, откуда $\varrho'_1 = K_\varrho \varrho''_1$; $\varrho'_2 = K_\varrho \varrho''_2$ и т. д., или $\mu'_1 = \mu''_1 = \mu'_2/\mu''_2 = \mu'_3/\mu''_3 = \dots = K_\mu$, откуда $\mu'_1 = K_\mu \mu''_1$; $\mu'_2 = K_\mu \mu''_2$ и т. д., где ϱ' , μ' — значения плотности и вязкости в первом из сравниваемых процессов; ϱ'' , μ'' — то же во втором процессе; K_ϱ и K_μ — масштабные множители соответствующих физических величин (плотности и вязкости), имеющие свое численное значение для каждой физической величины.

По л е м ф и з и ч е с к о й в е л и ч и н ы называют совокупность мгновенных локальных значений этой величины во всем рабочем объеме, в котором протекает процесс.

Подобие граничных условий заключается в том, что отношение всех значений величин, характеризующих эти условия, для сходственных точек в сходственные моменты времени сохраняется постоянным.

Подобие начальных условий означает, что в начальный момент, когда начинается изучение процесса, соблюдается подобие полей физических величин, характеризующих процесс.

Если все индивидуальные признаки различных процессов, входящих в один класс, подобны, то процессы также подобны, т. е. подобные процессы представляют собой один процесс, протекающий в различных масштабах, так как подобные процессы описываются одинаковыми дифференциальными уравнениями, а индивидуальные признаки процессов (условие однозначности) различаются масштабом.

Для двух подобных процессов можно записать следующие функциональные зависимости между переменными, характеризующими эти процессы:

для первого процесса — $f_1(H', h', \varrho', \mu', \dots) = 0$;

для второго процесса — $f_2(H'', h'', \varrho'', \mu'', \dots) = 0$ или $f_3(K_\mu H'', K_\mu h'', K_\varrho \varrho'', K_\mu \mu'', \dots) = 0$.

Два первых уравнения описывают подобные процессы, а это значит, что уравнения не различаются. Третье уравнение описывает те же процессы и отличается от первых двух масштабными множителями. Для соблюдения подобия необходимо, чтобы при умножении переменных на масштабные множители не изменялось уравнение. Это условие соблюдено.

Определим условия подобия на примере дифференциального уравнения второго закона механики $F = m(dv/dt)$, где F — сила; m — масса; v — скорость; t — время. Приведем уравнение к безразмерному виду. Для этого разделим обе части уравнения на правую часть: $F dt / (m dv) = 1$. Тогда для первого из двух рассматриваемых подобных процессов $F' dt' / (m' dv') = 1$; для второго — $F'' dt'' / (m'' dv'') = 1$.

Так как процессы подобны, заменим переменные первого процесса через соответствующие переменные второго процесса, умно-

жим их на масштабные коэффициенты:

$$\frac{K_f F'' K_\tau d\tau''}{K_m m'' K_v dv''} = 1.$$

Сгруппируем масштабные коэффициенты:

$$\frac{K_f K_\tau}{K_m K_v} \frac{F'' d\tau''}{m'' dv''} = 1.$$

Полученное уравнение и уравнение второго процесса не должны различаться. Однако они различаются комплексом из произведения масштабных коэффициентов. Эти уравнения, очевидно, будут тождественны только тогда, когда этот комплекс будет равен единице: $K_f K_\tau / (K_m K_v) = 1$. Это соотношение выражает условие подобия процессов: *умножение переменных на постоянные масштабные коэффициенты не меняет самого дифференциального уравнения.*

Заменим масштабные коэффициенты соответствующими значениями. Тогда

$$\frac{(F'/F'')(\tau'/\tau'')}{(m'/m'')(v'/v'')} = 1,$$

или

$$\frac{F' \tau'}{m' v'} = \frac{F'' \tau''}{m'' v''} = \frac{F''' \tau'''}{m''' v'''} = \dots = \text{idem}.$$

Выражение *idem* означает «одно и то же», т. е. в каждом подобном процессе комплексы переменных величин могут изменяться в пространстве и во времени, но в любых сходственных точках рабочего объема в сходственные моменты времени эти комплексы принимают одно и то же значение. Безразмерные комплексы, составленные по такому типу, называются критериями подобия или числами подобия.

Критерии подобия носят названия по фамилиям выдающихся ученых, известных своими работами в соответствующей области наук. Полученный выше критерий характеризует механическое подобие и называется критерием Ньютона: $Ne = \bar{F}\tau / (mv)$.

Получение критериев подобия из дифференциального уравнения сводится к следующим операциям: 1) составляется дифференциальное уравнение процесса; 2) дифференциальное уравнение приводится к безразмерному виду делением обеих частей уравнения на правую или левую часть или делением всех слагаемых на один из членов с учетом его физического смысла; 3) вычеркиваются сим-

волю дифференцирования. Символы степеней дифференциалов сохраняются.

При проведении процесса физические величины в различных точках рабочего объема могут иметь различные значения. В этом случае в критериях подобия фигурируют усредненные значения, и тогда пользуются усредненными критериями (числами) подобия.

Кроме критериев подобия, получаемых из дифференциальных уравнений, используются также параметрические критерии, представляющие собой отношение двух одноименных величин и вытекающие непосредственно из условий задачи исследования.

Например, при изучении движения жидкости в канале процесс будет зависеть от соотношения длины трубы и диаметра $l/d = \Gamma_1$ (где Γ — геометрический критерий подобия), относительной шероховатости и диаметра трубы $\Delta/d = \Gamma_2$. Линейный размер, входящий в эти критерии подобия, называется определяющим размером.

Все критерии подобия можно разделить на определяющие и определяемые. Определяющие критерии состоят только из физических величин, входящих в условия однозначности. Критерии подобия, в состав которых входит хотя бы одна величина, не входящая в условия однозначности, называются определяемыми.

Для обеспечения подобия необходимо равенство определяющих критериев. Равенство определяющих критериев является достаточным условием подобия.

Неопределяющие критерии являются однозначной функцией определяющих критериев.

Первую теорему подобия можно формулировать так: при подобии процессов равны все критерии подобия.

Вторая теорема подобия (теорема Федермана—Бэкингема) утверждает, что результаты опытов следует представлять в виде зависимостей между критериями. Функциональная зависимость между критериями подобия называется критериальным уравнением. Критериальные уравнения описывают всю группу подобных процессов. Это обстоятельство имеет большое практическое значение и позволяет моделировать промышленный объект на подобной лабораторной модели.

Вид критериального уравнения определяется экспериментальным путем. Во многих случаях эта зависимость представляется в виде степенных функций.

Третья теорема подобия (теорема М. В. Кирпачева, А. А. Гухмана) гласит, что критериальные уравнения применимы только для подобных процессов.

Явления подобны, если их определяющие критерии численно равны, а следовательно, равны и определяемые критерии.

В заключение можно констатировать, что исследование процессов методом теории подобия состоит из получения математического описания процесса с помощью дифференциальных уравнений и условий однозначности, преобразования этих дифференциальных уравнений (или дифференциального уравнения), как показано выше, в критериальное уравнение и нахождения конкретного вида этого уравнения на основании экспериментального изучения процесса.

Метод анализа размерностей. При изучении многих сложных процессов, например теплообменных процессов в потоках, не всегда удается составить дифференциальное уравнение, описывающее процесс, и сформулировать условия однозначности, поэтому невозможно применить и теорию подобия. В случаях, когда не удается сформулировать условие однозначности и выделить определяющие и определяемые критерии, но при условии, что в результате экспериментального изучения процесса известно, какие физические величины оказывают существенное влияние на процесс, для получения критериальных уравнений применяют метод анализа размерностей.

Рассмотрим применение метода анализа размерностей для вывода критериальных уравнений на примере получения уравнения Дарси—Вейсбаха.

На основании экспериментального изучения процесса течения жидкости в трубопроводе известно, что перепад давления зависит от диаметра и длины трубопровода, плотности, вязкости и скорости течения жидкости. Функциональная зависимость в общем виде запишется так: $\Delta p = f(d, l, \rho, \mu, v)$. Единицы измерения всех величин, входящих в эту функциональную зависимость, должны быть выражены в одной системе.

Количество критериев в искомом критериальном уравнении можно определить при помощи теоремы Бэкингема, так называемой π -теоремы, согласно которой общая функциональная зависимость, связывающая между собой n переменных величин, при составлении которых использованы m первичных единиц измерения, может быть представлена в виде критериальной зависимости между $(n-m)$ критериями подобия или безразмерными комплексами, составленными из величин, входящих в общую функциональную зависимость.

В приведенную выше функциональную зависимость входят шесть величин ($n = 6$), которые в системе СИ имеют следующие единицы измерения и размерности: $[\Delta p] = [H/M^2] = [кг/(м \cdot с^2)] = [FL^{-1}T^{-2}]$; $[d] = [m] = [L]$; $[l] = [m] = [L]$; $[\rho] = [кг/м^3] = [FL^{-3}]$; $[\mu] = [H \cdot с/м^2] = [кг/(м \cdot с)] = [FL^{-1}T^{-1}]$; $[v] = [м/с] = [LT^{-1}]$.

При составлении этих размерностей использованы три первичные единицы измерения ($m = 3$): м, с, кг. Следовательно, согласно π -теореме общая функциональная зависимость может быть представлена в виде критериального уравнения, содержащего $n-m = 6-3=3$ критерия подобия.

Представим общую функциональную зависимость в виде степенной функции

$$\Delta p = Ad^a l^b \rho^c \mu^e v^k. \quad (2.6)$$

Заменим величины формулами размерностей этих величин:

$$[FL^{-1}T^{-2}] = L^a L^b [FL^{-3}]^c [FL^{-1}T^{-1}]^e [LT^{-1}]^k.$$

Раскрыв скобки, получим $FL^{-1}T^{-2} = L^{a+b-3c+ek} F^{c+e} T^{-e-k}$.

Приравняем показатели степеней при одинаковых символах размерностей и полу-

чим три уравнения с пятью неизвестными:

$$\left. \begin{aligned} a + b - 3c - e + k &= -1; \\ c + e &= 1; \\ -e - k &= -2. \end{aligned} \right\} \quad (2.7)$$

Из второго уравнения (2.7) $c = 1 - e$, а из третьего — $k = 2 - e$. После подстановки c и k в первое уравнение (2.7) получим $a = -b - e$.

Полученные значения a , c и k подставим в исходное уравнение (2.6):

$$\Delta p = Ad^{-b} - e^b Q^1 - e^c v^2 - e.$$

Сгруппируем величины по показателям степеней и получим критериальное уравнение в виде

$$\frac{\Delta p}{\rho v^2} = A \left(\frac{l}{d} \right)^b \left(\frac{\mu}{v d \rho} \right)^e. \quad (2.8)$$

Постоянные A , b и e определяются на основании эксперимента. Причем известно, что $b = 1$, а A и e зависят от режима движения жидкости в трубопроводе.

2.7. РАСЧЕТ ТЕПЛОМАСООБМЕННЫХ АППАРАТОВ С УЧЕТОМ ФАКТОРА МАСШТАБНОГО ПЕРЕХОДА

При масштабном переходе к промышленным аппаратам увеличение диаметров контактных устройств, с одной стороны, приводит к увеличению длины пути потока, что повышает эффективность массообмена. Однако при этом ухудшается распределение потока по поперечному сечению — изменяется гидродинамика аппарата. Возникает поперечная неравномерность потоков, приводящая к снижению эффективности массопередачи в аппарате.

Снижение эффективности тепломассообменных промышленных аппаратов по сравнению с подобной лабораторной моделью является следствием изменения гидродинамики потоков при прочих равных условиях, приводящего к снижению средней движущей силы процесса.

Движущую силу в промышленном аппарате можно определить по формуле

$$\Delta_{\text{пр}} = \Phi_N \Delta_{\text{м}},$$

где $\Delta_{\text{пр}}$, $\Delta_{\text{м}}$ — движущая сила соответственно в промышленном и модельном аппаратах; Φ_N — фактор масштабного перехода.

Движущую силу в реальном аппарате промежуточного типа выразим через движущую силу в аппарате идеального вытеснения или смещения:

$$\Delta_N = E \Delta_{\text{и}},$$

где E — коэффициент использования движущей силы (КИДС), учитывающий отклонение движущей силы в реальном контактном устройстве при тех же начальных и конечных концентрациях по сравнению с движущей силой в контактном устройстве идеального вытеснения или смешения; в первом случае $E \leq 1$, во втором $E \geq 1$; Δ_m — движущая сила в аппарате идеального вытеснения или смешения.

Подставив значения движущих сил в уравнение тепломассообмена (2.1) для модельного и промышленного контактных устройств, получим фактор масштабного перехода, который характеризует влияние гидродинамической обстановки при масштабном переходе на движущую силу процесса:

$$\Phi_N = E_{\text{пр}}/E_m,$$

где $E_{\text{пр}}$, E_m — коэффициенты использования движущей силы соответственно в промышленном и модельном аппаратах.

Тогда площадь поверхности (объем) аппарата

$$F = \frac{M}{K(E_{\text{пр}}/E_m)\Delta_m}.$$

Если распределение концентраций (температур) в модели такое же, как в аппарате идеального вытеснения или смешения, т. е. $\Delta_m = \Delta_m$, то $E_m = 1$ и $\Phi_N = E_{\text{пр}}$. Эффективность модели и промышленного аппарата будет одинаковой, если $\Phi_N = 1$.

Одним из путей увеличения эффективности аппаратов при масштабном переходе является организация процесса в режиме идеального вытеснения. В этом случае $\Phi_N \rightarrow 1$.

Для характеристики полей концентраций (температур) в аппаратах используются гидродинамические модели перемешивания: псевдосекционная, диффузионная, циркуляционная и построенные на их основе комбинированные модели перемешивания и структуры потоков, которые дают возможность провести аналитические исследования и описать (формализовать) процесс.

Одним из требований, предъявляемых к модели, является то, что модель наиболее полно должна отражать характер потоков вещества и энергии при достаточно простом математическом описании.

Математическая модель включает гидродинамические характеристики структуры потоков и описание кинетики рассматриваемого процесса.

Псевдосекционная (ячеечная) модель перемешивания построена из допущений о подобии перемешивания частиц в канале и в каскаде из N последовательно соединенных секций полного перемешивания и описывается системой линейных дифференциальных уравнений первого порядка вида

$$\frac{1}{N} \frac{dx_i}{dt} = \tau(x_{i-1} - x_i).$$

При условии равенства объемов псевдосекций идеального перемешивания, что соответствует минимальному рабочему объему аппарата, изменение концентраций в N -м псевдосекционном аппарате подчиняется уравнению

$$\frac{x}{x_n} = \left[1 + \sum_{i=1}^{i=N} \frac{N\tau/\tau_n}{(i-1)!} \right] \exp(-N\tau/\tau_n), \quad (2.9)$$

где x и τ — текущие концентрация и время; x_n — начальная концентрация; τ_n — время пребывания в аппарате идеального вытеснения.

Уравнение (2.9) описывает семейство кривых вымывания введенного в канал индикатора.

На рис. 2.3 приведены кривые, построенные по уравнению (2.9) при $N = 1 \dots 5, 7, 10, 20$.

Диффузионная модель перемешивания описывает распределение вещества в потоке за счет молекулярной и турбулентной диффузии дифференциальным уравнением одномерной конвективной диффузии, в которое вводится эффективный коэффициент обратного перемешивания:

$$\frac{dx}{d\tau} = -v \frac{dx}{dz} + D_s \frac{d^2x}{dz^2}, \quad (2.10)$$

где x — средняя концентрация по сечению потока; v — средняя скорость по сечению аппарата; z — координата по течению потока; D_s — эффективный коэффициент обратной диффузии (перемешивания).

Для предельных случаев — идеального вытеснения и идеального смешения — из дифференциального уравнения при $D_s = 0$ (идеальное вытеснение) имеем $dx/d\tau = -v(dx/dz)$.

При идеальном перемешивании концентрация x в любой точке постоянна и дифференциальное уравнение приобретает вид $x = x_n \exp(-\tau/\tau_n)$.

Псевдосекционная, а также диффузионная

модели перемешивания являются однопараметрическими с различающимися функциями распределения времени пребывания частиц в потоке. Неэквивалентность моделей перемешивания вытекает из различия дифференциальных уравнений, и возникает задача выяснения условий, при которых возможна замена одной модели другой.

Аналогия в кривых распределения указывает на существование связи между параметрами моделей: критерием Боденштейна и количеством псевдосекций N .

Критерий Боденштейна

$$B = vl/D_s,$$

где v — скорость потока; l — линейный размер.

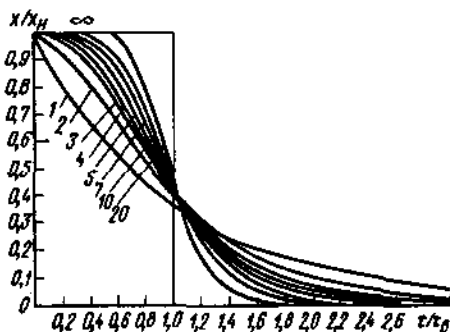


Рис. 2.3. Кривые вымывания, построенные по уравнению (2.9), при $N = 1 \dots 5, 7, 10, 20$

Установление связи между этими параметрами имеет важное практическое значение, так как позволяет использовать данные по перемещиванию, полученные на основании диффузионной модели, в математических описаниях массообмена, в основу которых положена псевдосекционная модель перемешивания.

Псевдосекционная модель совпадает с диффузионной с точностью до членов, содержащих производные старше второго порядка.

Связь между критерием Боденштейна B и N определяется из равенства статистических параметров дифференциальных функций распределения x_A и x_B .

Контрольные вопросы и задания. 1. Какому общему закону подчиняются процессы пищевой технологии? Как записывается этот закон? 2. В чем заключаются задачи расчета машин и аппаратов пищевых производств? 3. Какие требования предъявляют к машинам и аппаратам? 4. Перечислите конструкционные материалы, применяемые в пищевом машиностроении. 5. Какие факторы учитывают при технико-экономическом выборе материалов для пищевого оборудования? 6. Какими показателями характеризуются периодический и непрерывный процессы? 7. Как рассчитывают объем аппарата непрерывного действия? 8. Что такое математическое и физическое моделирование? 9. В каком случае используется теория подобия для моделирования процессов? 10. Как получают критерии подобия? Какие бывают критерии подобия? 11. Что учитывается фактором масштабного перехода при расчете тепломассообменных процессов? 12. Какие гидродинамические модели перемешивания используются для описания полей температур или концентраций в тепломассообменных аппаратах?

ОСНОВЫ ГИДРАВЛИКИ



Гидравлика — один из разделов механики. В гидравлике изучают законы равновесия и движения жидкостей и их практическое приложение.

Гидравлика состоит из двух разделов: гидростатики и гидродинамики. В гидростатике изучаются законы равновесия жидкостей и воздействие покоящихся жидкостей на погруженные в них тела и поверхности, ограничивающие жидкости, а в гидродинамике — законы движения жидкостей и воздействие их на обтекаемые ими тела. Гидродинамические закономерности лежат в основе гидромеханических процессов и определяют эффективность протекания тепломассообменных и биохимических процессов.

Глава 3

ГИДРОСТАТИКА

3.1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

В гидравлике под термином «жидкость» обычно понимают капельную жидкость, но также газы и пары, когда можно пренебречь их сжимаемостью.

Сжимаемость — это свойство жидкостей изменять свой объем под действием приложенной силы. Характеризуется сжимаемость коэффициентом объемного сжатия β_p (в $\text{м}^3/\text{Н}$), который представляет собой относительное изменение объема жидкости на единицу приложенной силы:

$$\beta_p = -\left(\frac{dV}{dp}\right)\left(\frac{1}{V}\right).$$

Величина, обратная коэффициенту объемного сжатия, называется модулем упругости. Для воды коэффициент сжатия составляет $0,5 \cdot 10^{-9} \text{ м}^3/\text{Н}$, из значения которого видно, что вода практически несжимаема. Так, при увеличении давления до 40 МПа плотность воды повышается лишь на 2%.

Температурное расширение характеризуется коэффициентом температурного расширения β_t . Коэффициент β_t для воды возрастает

тает от $14 \cdot 10^{-6}$ 1/К при 0°C и 0,1 МПа до $700 \cdot 10^{-6}$ 1/К при 100°C и давлении 10 МПа. Для упрощения выводов основных закономерностей в гидравлике вводят понятие о гипотетической, так называемой идеальной жидкости, которая абсолютно несжимаема под действием давления, не меняет плотности при изменении температуры и не обладает вязкостью.

Реальные жидкости, находящиеся в состоянии покоя, обладают свойствами, близкими к свойствам идеальной жидкости.

Жидкость может находиться в состоянии относительного и абсолютного покоя.

Относительный покой имеет место, когда в движущейся вместе с сосудом жидкости частицы ее не перемещаются друг относительно друга. В этом случае покой жидкости рассматривается относительно стенок движущегося сосуда. Когда жидкость находится в неподвижном сосуде, имеет место абсолютный покой относительно поверхности земли. На неподвижную жидкость действуют поверхностные и массовые силы.

Поверхностные силы пропорциональны площади поверхности жидкости. К поверхностным силам относится, например, сила давления.

Массовые силы пропорциональны массе жидкости — это силы тяжести, инерционные силы, которые имеют место при относительном покое.

В результате действия внешних сил внутри жидкости возникают сжимающие напряжения — гидростатическое давление.

Различают среднее гидростатическое давление, равное $p_{\text{ср}} = \Delta P / \Delta f$, и гидростатическое давление в данной точке жидкости, где P — сила гидростатического давления, действующая на элементарную площадку внутри объема жидкости.

Предел этого отношения при $\Delta f \rightarrow 0$ является напряжением гидростатического давления в данной точке жидкости $p = \lim_{\Delta f \rightarrow 0} (\Delta P / \Delta f)$.

Часто предел этого отношения называют гидростатическим давлением.

Основным свойством гидростатического давления является то, что гидростатическое давление всегда направлено по внутренней нормали к площадке, на которую оно действует.

Давление в любой точке жидкости одинаково по всем направлениям.

В СИ давление выражается в ньютонах на квадратный метр, т. е. в паскалях. Связь между различными единицами давления представляется следующим образом:

атмосфера физическая: 1 атм = 760 мм рт. ст. = 10,33 м вод. ст. = $1,033 \text{ кгс/см}^2 = 101\,337 \text{ Н/м}^2$;

атмосфера техническая (1 ат) = 735,6 мм рт. ст. = 10 м вод. ст. = $1 \text{ кгс/см}^2 = 98\,100 \text{ Н/м}^2$.

3.2. ОСНОВНОЕ УРАВНЕНИЕ ГИДРОСТАТИКИ

Основное уравнение гидростатики получают из дифференциальных уравнений равновесия жидкости. Рассмотрим равновесие жидкости, находящейся в относительном покое. В этом случае на нее действуют массовые силы — силы тяжести и инерции — и поверхностные — сила гидростатического давления. Выделим из всего объема жидкости элементарный бесконечно малый параллелепипед объемом dV .

Ребра параллелепипеда dx , dy , dz расположены параллельно осям x , y , z , как показано на рис. 3.1. Средняя сила гидростатического давления, действующая на каждую грань со стороны окружающей жидкости, равна произведению гидростатического давления на площадь грани параллелепипеда. Согласно рис. 3.1 $p = f(x, y, z)$. Определим вид этой функциональной зависимости. Для этого составим суммы проекций на оси x , y , z всех сил, действующих на элементарный параллелепипед. Обозначим проекции на оси x , y , z всех массовых сил, отнесенных к единице массы, через X , Y , Z . Проекция объемных сил, например на ось x , будет равна $dQ = Xdm$, где масса жидкости $dm = \rho dx dy dz$, или $dQ = X\rho dx dy dz$. Согласно основному закону статики сумма проекций всех сил, действующих на жидкость, в случае покоя равна нулю.

Поэтому сумма проекций сил на ось x

$$p dy dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx \right) dy dz + X \rho dx dy dz = 0, \quad (3.1)$$

где $p dy dz$ — сила гидростатического давления, действующего на левую грань; $\frac{\partial p}{\partial x}$ — изменение гидростатического давления в данной точке по оси x ; $\frac{\partial p}{\partial x} dx$ — изменение гидростатического давления по длине ребра dx .

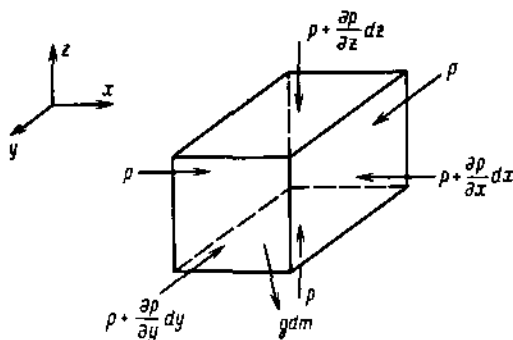


Рис. 3.1. К выводу дифференциальных уравнений равновесия Эйлера для гидростатики

Тогда гидростатическое давление на правую грань будет равно $p + \frac{\partial p}{\partial x} dx$, а проекция средней силы гидростатического давления на ось x

$$\left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx \right) dy dz.$$

После раскрытия скобок и сокращения из выражения (3.1) получим

$$-\frac{\partial p}{\partial x} + \rho X = 0.$$

Аналогично для осей y и z получим уравнение равновесия

$$-\frac{\partial p}{\partial y} + \rho Y = 0;$$

$$-\frac{\partial p}{\partial z} + \rho Z = 0.$$

Систематизируем полученные уравнения:

$$\left. \begin{aligned} -\frac{\partial p}{\partial x} + \rho X &= 0; \\ -\frac{\partial p}{\partial y} + \rho Y &= 0; \\ -\frac{\partial p}{\partial z} + \rho Z &= 0. \end{aligned} \right\} \quad (3.2)$$

Эта система дифференциальных уравнений, полученная Л. Эйлером, описывает условия равновесия элементарного параллелепипеда жидкости. Умножим каждое из уравнений (3.2) соответственно на dx , dy и dz и сложим полученную систему уравнений:

$$\frac{\partial p}{\partial x} dx + \frac{\partial p}{\partial y} dy + \frac{\partial p}{\partial z} dz = \rho(Xdx + Ydy + Zdz).$$

Поскольку гидростатическое давление является функцией только координат, левая часть уравнения представляет собой полный дифференциал давления

$$dp = \rho(Xdx + Ydy + Zdz). \quad (3.3)$$

Правая часть уравнения также представляет собой полный дифференциал некоей силовой функции, так как плотность постоянна.

В случае абсолютного покоя жидкости отсутствуют инерционные силы и сила тяжести будет направлена вертикально вниз, т. е. $Z = -g$; $X = 0$; $Y = 0$. Тогда

$$dp = -\rho g dz. \quad (3.4)$$

Разделив правую и левую части этого уравнения на ρg , представим уравнение (3.4) в виде

$$dz + \frac{1}{\rho g} dp = 0.$$

При $\rho = \text{const}$

$$dz + d\left(\frac{p}{\rho g}\right) = 0.$$

Но сумма дифференциалов равняется дифференциалу суммы, т. е.

$$d\left(z + \frac{p}{\rho g}\right) = 0.$$

Проинтегрировав последние выражения, получим

$$z + \frac{p}{\rho g} = \text{const.} \quad (3.5)$$

Для двух частиц жидкости m_0 и m_1 , находящихся на высотах z_0 и z_1 от произвольно выбранной плоскости отсчета, уравнение (3.5) можно записать (рис. 3.2)

$$z_0 + \frac{p_0}{\rho g} = z_1 + \frac{p_1}{\rho g}, \quad (3.6)$$

или

$$p_1 = p_0 + \rho g(z_0 - z_1) = p_0 + \rho gh. \quad (3.7)$$

Последнее выражение носит название закона Паскаля, который гласит, что *давление, создаваемое в любой точке несжимаемой жидкости, передается одинаково всем точкам объема жидкости.*

Уравнение (3.5) и вытекающие из него уравнения (3.6) и (3.7) являются основными уравнениями гидростатики.

В уравнении (3.6) величина $p/(\rho g)$ называется статическим или пьезометрическим напором, а z — нивелирной высотой. Обе эти величины выражаются в единицах длины (в м). Основной закон гидростатики можно сформулировать так: *для каждой точки жидкости, находящейся в*

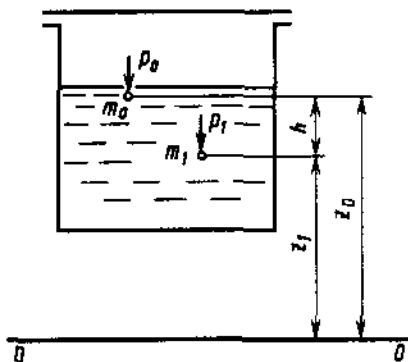


Рис. 3.2. К выводу закона Паскаля

покое, сумма нивелирной высоты и статического напора — величина постоянная.

Статический напор характеризует удельную потенциальную энергию давления в данной точке, а нивелирная высота — удельную потенциальную энергию положения данной точки над плоскостью сравнения, т. е. энергию, приходящуюся на единицу веса жидкости $\left[\frac{\text{Дж}}{\text{Н}} \right] = \left[\frac{\text{Н} \cdot \text{м}}{\text{Н}} \right]$.

Сумма энергий равна общей потенциальной энергии на единицу веса жидкости.

Таким образом, основное уравнение гидростатики (3.5) является частным случаем закона сохранения энергии: *удельная потенциальная энергия во всех точках жидкости, находящейся в покое, — величина постоянная.*

Из уравнения (3.3) легко получить уравнение поверхности уровня или поверхности равного давления. Такой поверхностью называют в гидравлике поверхность, все точки которой испытывают одинаковое давление, т. е. $dp=0$ и $Xdx + Ydy + Zdz=0$.

Для случая абсолютного покоя последнее уравнение примет вид

$$-gdz = 0.$$

или

$$\begin{aligned} dz &= 0; \\ z &= \text{const.} \end{aligned}$$

Таким образом, при абсолютном покое поверхность уровня представляет собой горизонтальную поверхность.

3.3. ПРИБОРЫ ДЛЯ ИЗМЕРЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ

Простейшие приборы для измерения давления — это пьезометры, которые представляют собой стеклянные трубки диаметром не менее 0,5 см. Подсоединение пьезометра к сосуду, в котором измеряется давление, показано на рис. 3.3. Верхний конец пьезометра сообщается с атмосферой. За счет разности давлений в сосуде и атмосферного жидкость поднимается в трубке на пьезометрическую высоту h_p . Избыточное давление в сосуде определяется по формуле

$$p = \rho g h_p.$$

Пьезометры применяют для измерения небольших давлений до 0,03...0,04 МПа в лабораторных исследованиях.

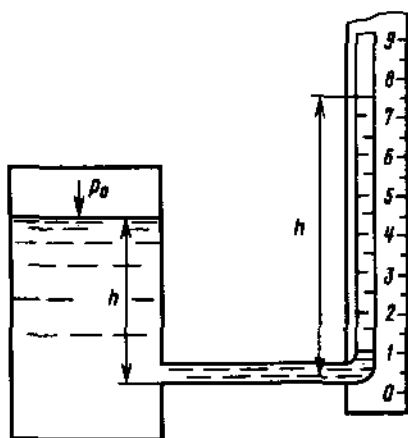


Рис. 3.3. Пьезометр

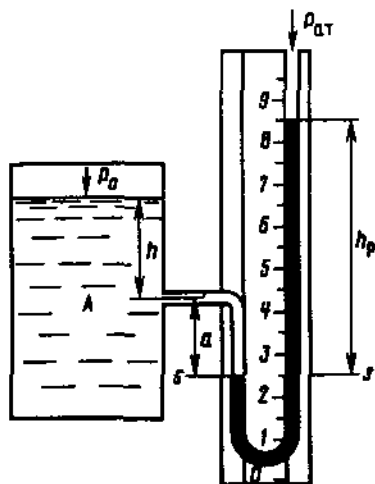


Рис. 3.4. U-образный ртутный манометр

Наряду с пьезометрами широко применяются U-образные ртутные манометры (рис. 3.4).

Когда манометр будет соединен с областью давления, ртуть в левом колене опустится, а в правом поднимется на высоту, соответствующую условию равновесия. Равновесие наступит в тот момент, когда будет достигнуто равенство давлений в сечении $s - s$.

При равенстве давлений в сечении $s - s$ имеет место соотношение

$$p_{\text{абс}} = p_{\text{ат}} + \rho_p g h_p, \quad (3.8)$$

где $p_{\text{абс}}$ — абсолютное гидростатическое давление в сечении $s - s$; ρ_p — плотность ртути.

Чтобы определить абсолютное гидростатическое давление в сосуде p_A , следует внести поправку на понижение уровня ртути в левом колене.

Эта поправка равна высоте a , т. е. расстоянию между точкой установки манометра и уровнем ртути в левом колене.

$$p_A = p_{\text{ат}} + \rho_p g h_p - \rho g a. \quad (3.9)$$

Ртутные манометры применяют для измерения давлений, равных 0,3...0,4 МПа.

Для измерения разности давлений, например, в двух сосудах (рис. 3.5) используют дифференциальные манометры. Когда давление в сосудах одинаковое ($p_1 = p_2$), ртуть в обеих частях среднего колена манометра находится на одном уровне. При $p_1 > p_2$ ртуть займет положение, соответствующее условиям равновесия.

Уравнение равновесия относительно плоскости отсчета 0—0 имеет вид

$$p_1 + \rho g h_1 = p_2 + \rho g h_2 + \rho g \Delta h, \quad (3.10)$$

где ρ — плотность жидкости в сосудах.

Из уравнения (3.10) легко получить

$$\Delta p = p_1 - p_2 = \Delta h(\rho_p - \rho).$$

Для измерения давления в технике используют манометры и вакуумметры. Эти приборы показывают избыточное давление или разрежение внутри замкнутого объема, т. е. разность между абсолютным $p_{абс}$ и атмосферным $p_{атм}$ давлением.

В первом случае $p_{абс} = p_{изб} + p_{атм}$; во втором — $p_{абс} = p_{атм} - p_{вак}$.

В промышленности применяют, как правило, механические манометры и вакуумметры. Они могут быть пружинными или мембранными. Механические манометры применяют для измерения давления более 0,5 МПа.

3.4. ПРИМЕРЫ ПРАКТИЧЕСКОГО ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ОСНОВНОГО УРАВНЕНИЯ ГИДРОСТАТИКИ

Сообщающиеся сосуды. Два закрытых сосуда А и Б заполнены несмешивающимися жидкостями различной ρ_1 и ρ_2 плотности (рис. 3.6). Давление в сосуде А равно p_1 , а в сосуде Б — p_2 . Проведем плоскость отсчета 0—0 через произвольно взятую точку М и составим уравнение равновесия

$$p_1 + \rho_1 g z_1 = p_2 + \rho_2 g z_2,$$

или

$$p_1 - p_2 = \rho_2 g z_2 - \rho_1 g z_1, \quad (3.11)$$

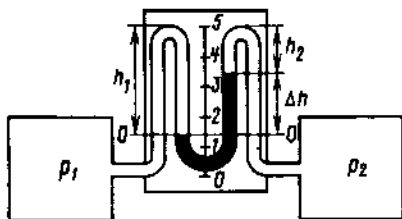


Рис. 3.5. Дифференциальный ртутный манометр

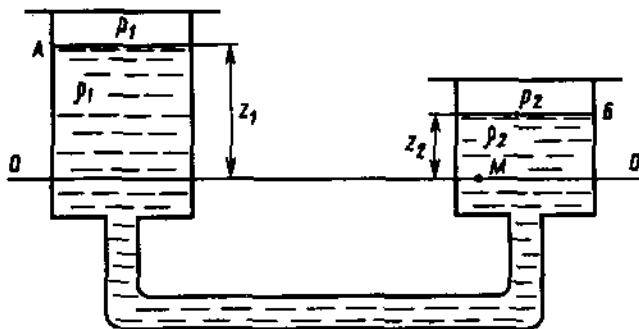


Рис. 3.6. Сообщающиеся сосуды

где z_1 и z_2 — высоты уровней точки M относительно поверхности жидкости в сосудах A и B .

Рассмотрим несколько частных случаев.

В сосудах находится жидкость с плотностью ρ , сосуды либо открытые, либо закрытые, но давление в них одинаковое, т. е. $p_1 = p_2$.

Тогда из уравнения (3.11) имеем $z_1 = z_2$.

Таким образом, в сообщающихся сосудах, находящихся под одинаковым давлением и заполненных жидкостью с одинаковой плотностью, уровни ее располагаются на одной высоте независимо от формы и поперечного сечения сосудов.

Это свойство сообщающихся сосудов используют в технике для измерения уровня жидкости в аппаратах с помощью водомерных стекол.

Если сосуды заполнены одной и той же жидкостью, но давление в сосудах различное, то из (3.11) получим

$$z_2 - z_1 = \frac{p_1 - p_2}{\rho g}.$$

В сосуды, находящиеся под одинаковым давлением, залиты разнородные, несмешивающиеся жидкости с различной плотностью. В этом случае из (3.11) имеем

$$z_1/z_2 = \rho_2/\rho_1.$$

В сообщающихся сосудах высоты уровней разнородных жидкостей над поверхностью их раздела обратно пропорциональны плотностям.

Свойства сообщающихся сосудов используют для определения

высоты гидравлического затвора в различных аппаратах. При разделении двух несмешивающихся жидкостей в сепараторе высота гидравлического затвора для вывода тяжелой жидкости определяется как

$$z_2 = z_1 \rho_1 / \rho_2,$$

где z_1 — высота уровня легкой жидкости в сепараторе; ρ_2 — плотность тяжелой жидкости.

Давление жидкости на дно и стенки сосуда. Гидростатическое давление как для любой точки внутри жидкости, так и на уровне дна сосуда определяется основным уравнением гидростатики (3.7)

$$p = p_0 + \rho g(z_0 - z).$$

В данном случае для горизонтального дна сосуда $z_0 - z = \text{const}$. Обозначив высоту уровня жидкости в сосуде H , получим

$$p = p_0 + \rho gH.$$

Сила давления на дно сосуда определится как $P = pF$, где F — площадь дна сосуда.

Из последнего уравнения следует вывод, что сила давления жидкости на горизонтальное дно сосуда не зависит от его формы и объема жидкости в нем.

Гидростатическое давление жидкости на вертикальную стенку сосуда зависит от уровня погружения рассматриваемой точки:

$$p = p_0 + \rho gh,$$

где h — расстояние от верхнего уровня жидкости до центра тяжести смоченной площади F стенки сосуда, зависит от геометрической формы стенки.

Сила давления на вертикальную стенку равна произведению ее смоченной площади на величину гидростатического давления в центре тяжести смоченной площади стенки:

$$P = (p_0 + \rho gh)F.$$

Гидравлический пресс. Гидравлические прессы широко применяют в пищевой промышленности для прессования и брикетирования различных материалов, а также в других отраслях промышленности, например в авиа-, авто- и станкостроении. Принцип работы гидравлических процессов заключается в пропорциональности силы давления площади поршня.

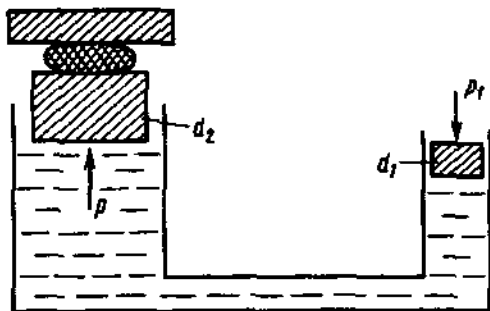


Рис. 3.7. Гидравлический пресс

Если приложить некоторую силу P_1 к поршню диаметром d_1 и создать гидростатическое давление на поршень p , то согласно закону Паскаля это давление будет воздействовать на поршень большего диаметра d_2 (рис. 3.7).

Сила давления на поршень d_2 составит

$$P_2 = p\pi d_2^2/4,$$

а на поршень d_1

$$P_1 = p\pi d_1^2/4.$$

Разделив первое уравнение на второе, получим

$$P_2/P_1 = d_2^2/d_1^2,$$

т. е. выигрыш в силе будет прямо пропорционален отношению квадратов диаметров поршней (площадей).

Контрольные вопросы и задания. 1. Какие законы жидкостей изучаются в разделах «Гидростатика» и «Гидродинамика»? 2. Какими свойствами обладает капельная жидкость? 3. Какие силы действуют на жидкость в случае абсолютного и относительного покоя? 4. Какими свойствами обладает гидростатическое давление? 5. В каких единицах измерения выражается гидростатическое давление? 6. Какие приборы используют для измерения давления? 7. Как определить абсолютное давление в сосуде? 8. Что выражает основное уравнение гидростатики? 9. Как записывается уравнение поверхности уровня? 10. Как рассчитать силу давления на дно сосуда и вертикальную стенку? 11. От чего зависит выигрыш в силе в гидравлических прессах?

Задача 3.1. Определить абсолютное и избыточное давление на дно открытого резервуара, заполненного водой.

Высота жидкости в резервуаре $h = 3,0$ м.

Абсолютное давление определим по формуле

$$p_{\text{абс}} = p_0 + \rho gh = 9,81 \cdot 10^4 + 1000 \cdot 9,81 \cdot 3 = 127\,530 \text{ Н/м}^2 \text{ (Па)}.$$

Избыточное давление

$$p = \rho gh = 1000 \cdot 9,81 \cdot 3 = 29\,430 \text{ Н/м}^2 \text{ (Па)}.$$

Задача 3.2. Вакуумметр показывает вакуум в аппарате, равный $p = 500$ мм рт. ст. Атмосферное давление 750 мм рт. ст.

Определить абсолютное давление в аппарате (в Н/м^2). На какую высоту h , поднимется вода в барометрической трубе?

Абсолютное давление в аппарате $p_{\text{abs}} = 750 - 500 = 250$ мм рт. ст. или $250 \cdot 133,3 = 33\,325 \text{ Н/м}^2$.

Высота столба жидкости в барометрической трубе

$$h, = \frac{98\,100 - 33\,325}{9,81 \cdot 1000} = 6,6 \text{ м}.$$

Глава 4 ГИДРОДИНАМИКА

Движение жидкости по трубопроводам и каналам происходит под действием движущей силы — разности давлений, создаваемой с помощью насосов или компрессоров, или вследствие разности уровней жидкости либо разности плотностей.

Для рассматриваемого процесса справедливо утверждение, что

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{1}{R} \Delta p,$$

где V — объем жидкости; F — площадь сечения, через которое протекает жидкость; τ — продолжительность процесса; R — сопротивление; Δp — разность давлений.

4.1. ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

В зависимости от закономерностей движения жидкости различают установившееся и неуставившееся движение.

При установившемся движении скорости, ускорения частиц жидкости, давления, глубины не меняются во времени ($dv/d\tau = 0$, $dp/d\tau = 0$ и т. д.), а являются только функцией координат, т. е. зависят лишь от положения в потоке жидкости рассматриваемой точки:

$$v = f_1(x, y, z); p = f_2(x, y, z); h = f_3(x, y, z),$$

где v — скорость движения жидкости; p — давление; h — глубина потока.

При неуставившемся движении скорость, давление и глубина потока являются функцией как координат, так и времени:

$$v = f_1(x, y, z, \tau); p = f_2(x, y, z, \tau); h = f_3(x, y, z, \tau).$$

Установившееся движение потоков характерно для непрерывных процессов, а неустановившееся — для периодических.

Установившееся движение может быть равномерным и неравномерным.

Равномерное движение имеет место, когда скорость, давление, глубина и форма потока не меняются по длине потока. Примером равномерного движения является движение жидкости в трубопроводе постоянного сечения с постоянной скоростью.

Неравномерное движение происходит, например, в конической трубе, когда скорость, давление и глубина потока меняются по длине трубы.

Если рассмотреть поперечное сечение потока жидкости и мысленно представить его состоящим из отдельных элементарных струек, то окажется, что частицы жидкости, находящиеся в струйках, расположенных на различном расстоянии от оси потока, движутся с различными скоростями.

Скорость движения жидкости будет максимальной по оси потока и минимальной в струйках у стенки трубы. Распределение скоростей в потоке зависит от режима движения жидкости.

В технике оперируют не локальными скоростями частиц жидкости, а средней скоростью потока.

Эта скорость представляет собой отношение секундного объемного расхода $V_{сек}$ к площади поперечного сечения потока F :

$$v = V_{сек}/F, \quad (4.1)$$

откуда $V_{сек} = vF$, а массовый расход (в кг/с)

$$G = \rho vF,$$

где ρ — плотность жидкости, кг/м³.

При движении жидкости через поперечное сечение, отличное от круглого, за расчетный линейный размер принимают гидравлический радиус или эквивалентный диаметр.

Гидравлический радиус вычисляют как отношение площади свободного сечения трубопровода или канала к смоченному периметру:

$$r = F/\Pi, \quad (4.2)$$

где F — площадь сечения потока, м²; Π — смоченный периметр, м.

Для цилиндрической трубы

$$r = (\pi d^2/4)/(\pi d) = d/4,$$

где d — внутренний диаметр трубы;

$$d = d_3 = 4r = 4F/\Pi.$$

Эквивалентный диаметр представляет собой диаметр гипотетического трубопровода круглого сечения, для которого отношение F к Π то же, что и для данного трубопровода произвольной формы.

Для примера определим эквивалентный диаметр кольцевого сечения, если диаметр внутренней трубы $d_в$ и внешней $d_н$:

$$d_3 = \frac{4F}{\Pi} = \frac{4(\pi d_н^2/4 - \pi d_в^2/4)}{\pi d_н + \pi d_в} = d_н - d_в.$$

4.2. УРАВНЕНИЕ НЕРАЗРЫВНОСТИ ПОТОКА

Рассмотрим зависимость между скоростями в потоке жидкости при условии неразрывности движения*.

Для этого выделим внутри потока элементарный параллелепипед, объем которого $dV = dx dy dz$ (рис. 4.1). Составляющую скорости вдоль оси x обозначим v_x . Тогда через левую грань параллелепипеда площадью $dy dz$ в него войдет за бесконечно малый промежуток времени масса жидкости, равная

$$M_x = \rho v_x dy dz dt,$$

где ρ — плотность жидкости.

Примем допущение, что жидкость несжимаема. Тогда плотность жидкости ρ в потоке постоянная.

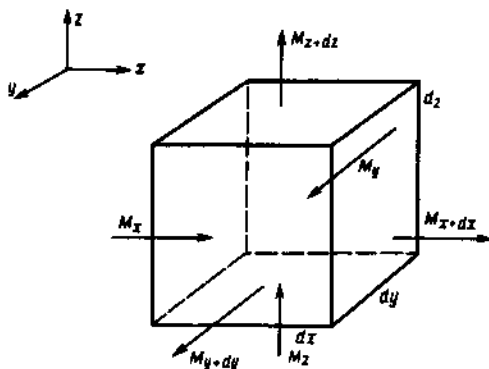


Рис. 4.1. К выводу уравнения неразрывности потока жидкости

* Условие неразрывности соблюдается, когда в потоке жидкости не наблюдается образования пустот, не заполненных жидкостью.

На противоположной грани параллелепипеда скорость жидкости будет отличаться от скорости на левой грани на величину $\frac{\partial v_x}{\partial x} dx$ и будет равна

$$v_x + \frac{\partial v_x}{\partial x} dx.$$

Через правую грань за тот же промежуток времени dt выйдет масса жидкости, равная

$$M_{x+dx} = \rho \left(v_x + \frac{\partial v_x}{\partial x} dx \right) dydzd\tau.$$

Приращение массы в параллелепипеде составит

$$dM_x = M_x - M_{x+dx} = -\rho \frac{\partial v_x}{\partial x} dx dy dz d\tau.$$

Соответственно вдоль осей y и z изменение массы жидкости составит

$$dM_y = -\rho \frac{\partial v_y}{\partial y} dy dx dz d\tau;$$

$$dM_z = -\rho \frac{\partial v_z}{\partial z} dz dx dy d\tau.$$

Общее изменение количества массы жидкости в параллелепипеде за $d\tau$ будет равно сумме ее изменений вдоль осей координат:

$$dM = dM_x + dM_y + dM_z = -\rho \left(\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z} \right) dx dy dz d\tau.$$

Однако при $\rho = \text{const}$ масса жидкости внутри параллелепипеда должна быть постоянной, а следовательно, общее изменение массы $dM=0$, или

$$\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0, \quad (4.3)$$

или $\text{div } v=0$, где $\frac{\partial v_x}{\partial x}$, $\frac{\partial v_y}{\partial y}$, $\frac{\partial v_z}{\partial z}$ — изменение скорости в направлении осей x , y , z .

Это уравнение называется дифференциальным уравнением неразрывности потока несжимаемой жидкости.

Для всего объема потока жидкости из уравнения (4.3) после его

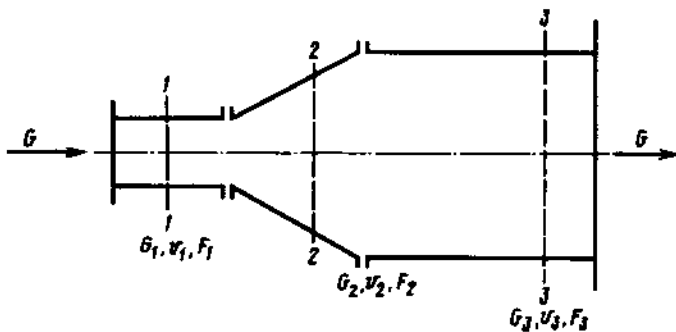


Рис. 4.2. К выводу уравнения неразрывности потока для всего объема жидкости

интегрирования следует, что при установившемся движении жидкости через каждое поперечное сечение трубопровода проходит в единицу времени одна и та же масса жидкости (рис. 4.2):

$$G_1 = G_2 = G_3 = \dots = \text{const}, \quad (4.4)$$

где G — массовый расход, кг/с; $G = \rho v F$.

Для несжимаемых капельных жидкостей $\rho = \text{const}$ и уравнение (4.4) принимает вид

$$v_1 F_1 = v_2 F_2 = v_3 F_3 = \text{const}. \quad (4.5)$$

На основании уравнения (4.5) можно утверждать, что скорости движения капельной жидкости обратно пропорциональны площадям поперечных сечений:

$$v_1/v_2 = F_2/F_1.$$

Уравнение (4.4) является частным случаем закона сохранения массы.

4.3. ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ ДВИЖЕНИЯ Л. ЭЙЛЕРА

Уравнения движения Л. Эйлера устанавливают связь между давлением и скоростью движения жидкости в любой точке потока.

Рассмотрим установившийся поток идеальной жидкости. Выделим в потоке, как это сделано было в главе 3, элементарный параллелепипед жидкости объемом $dV = dx dy dz$ (см. рис. 3.1). На эле-

ментарный объем жидкости действуют сила тяжести, инерционная сила и сила гидростатического давления.

Согласно основному принципу динамики сумма проекций всех сил, действующих на движущийся элементарный объем жидкости, равна произведению массы жидкости на ее ускорение.

Если скорость элементарного объема жидкости v , то ускорение будет равно dv/dt , а проекции ускорения на оси координат — соответственно

$$dv_x/dt, dv_y/dt, dv_z/dt,$$

где v_x, v_y, v_z — составляющие скорости вдоль осей x, y и z .

Так как мы рассматриваем установившийся поток, то $\partial v_x/\partial t = 0$, $\partial v_y/\partial t = 0$, $\partial v_z/\partial t = 0$. Производные $dv_x/dt, dv_y/dt, dv_z/dt$ соответствуют изменению во времени значений скоростей v_x, v_y и v_z при перемещении элементарного параллелепипеда жидкости из одной точки пространства в другую.

В соответствии с основным принципом динамики запишем

$$\left. \begin{aligned} \frac{dv_x}{dt} dx dy dz &= X dx dy dz - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} dx dy dz; \\ \frac{dv_y}{dt} dx dy dz &= Y dx dy dz - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} dx dy dz; \\ \frac{dv_z}{dt} dx dy dz &= Z dx dy dz - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} dx dy dz. \end{aligned} \right\} \quad (4.6)$$

После преобразований из системы уравнений (4.6) получим

$$\left. \begin{aligned} \frac{dv_x}{dt} &= X - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x}; \\ \frac{dv_y}{dt} &= Y - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y}; \\ \frac{dv_z}{dt} &= Z - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z}. \end{aligned} \right\} \quad (4.7)$$

Однако $dv_x/dt, dv_y/dt, dv_z/dt$ являются полной производной и сложной функцией и выражаются субстанциональными производными. Субстанциональная производная характеризует изменение скорости частицы жидкости во времени при перемещении частиц в пространстве. Субстанциональные производные составляющих скорости по осям:

$$\left. \begin{aligned} \frac{dv_x}{dt} &= \frac{\partial v_x}{\partial x} v_x + \frac{\partial v_x}{\partial y} v_y + \frac{\partial v_x}{\partial z} v_z; \\ \frac{dv_y}{dt} &= \frac{\partial v_y}{\partial x} v_x + \frac{\partial v_y}{\partial y} v_y + \frac{\partial v_y}{\partial z} v_z; \\ \frac{dv_z}{dt} &= \frac{\partial v_z}{\partial x} v_x + \frac{\partial v_z}{\partial y} v_y + \frac{\partial v_z}{\partial z} v_z. \end{aligned} \right\} \quad (4.8)$$

В этой системе уравнений производные dv_x/dt , dv_y/dt и dv_z/dt характеризуют составляющие ускорения вдоль соответствующих осей.

Для неустановившегося потока $\partial v/\partial t \neq 0$, и эта частная производная должна также войти в систему уравнений (4.8).

Система уравнений (4.7) является системой дифференциальных уравнений движения идеальной жидкости для установившегося потока. Эти уравнения были получены Л. Эйлером в 1755 г.

Из дифференциальных уравнений Эйлера легко получить уравнение Бернулли, широко используемое в гидродинамике.

Умножим левые и правые части каждого из членов уравнений (4.7) соответственно на dx , dy , dz и сложим почленно с учетом того, что

$$\frac{dv_x}{dt} dx = v_x dv_x; \quad \frac{dv_y}{dt} dy = v_y dv_y; \quad \frac{dv_z}{dt} dz = v_z dv_z.$$

Тогда

$$\begin{aligned} v_x dv_x + v_y dv_y + v_z dv_z &= Xdx + Ydy + Zdz - \\ &- \frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial p}{\partial x} dx + \frac{\partial p}{\partial y} dy + \frac{\partial p}{\partial z} dz \right), \end{aligned} \quad (4.9)$$

но

$$v_x dv_x = d(v_x^2/2); \quad v_y dv_y = d(v_y^2/2); \quad v_z dv_z = d(v_z^2/2).$$

Тогда левую часть уравнения (4.9) можно представить в виде

$$(1/2)d(v_x^2 + v_y^2 + v_z^2) = d(v^2/2).$$

В правой части уравнения примем, что $Xdx + Ydy + Zdz = dU$. Величина dU является некоторой силовой функцией и $\frac{\partial p}{\partial x} dx + \frac{\partial p}{\partial y} dy + \frac{\partial p}{\partial z} dz = dp$. В окончательном виде получим основное уравнение гидродинамики

$$d(v^2/2) + (1/\rho)dp - dU = 0. \quad (4.10)$$

При действии только силы тяжести на поток жидкости силовая

функция $dU = -gdz$ и из (4.10) получим

$$d(v^2/2) + (1/\rho)dp + gdz = 0.$$

Разделив каждый член этого уравнения на ускорение свободного падения g , будем иметь

$$d\left(\frac{v^2}{2g}\right) + \frac{1}{\rho g}dp + dz = 0.$$

Но сумма дифференциалов есть дифференциал суммы и

$$d\left(\frac{v^2}{2g} + \frac{p}{\rho g} + z\right) = 0 \text{ при } \rho = \text{const}$$

Тогда

$$z + \frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} = \text{const}. \quad (4.11)$$

Уравнение (4.11) является уравнением Бернулли для идеальной жидкости.

Для двух поперечных сечений трубопровода 1—1 и 2—2 уравнение (4.11) можно записать так (рис. 4.3):

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g}. \quad (4.12)$$

Величина $z + \frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g}$ является полным гидродинамическим напором.

Здесь z , как раньше уже отмечалось, — нивелирная, или геометрическая, высота, $p/(\rho g)$ — статический пьезометрический напор, $v^2/(2g)$ — скоростной, или динамический, напор, который характеризует удельную кинетическую энергию в данной точке жидкости. Единицы измерения динамического напора, как и остальных членов уравнения Бернулли, 1 м или 1 Н·м/Н.

Таким образом, из уравнений (4.11) и (4.12) следует, что при

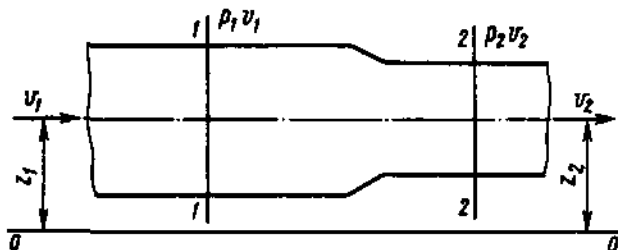


Рис. 4.3. Схема трубопровода

установившемся движении идеальной жидкости гидродинамический напор остается постоянным для любого сечения потока. Имея в виду энергетический смысл каждого члена уравнения Бернулли, можно утверждать, что при установившемся движении идеальной жидкости сумма потенциальной ($z + \frac{p}{\rho g}$) и кинетической ($\frac{v^2}{2g}$) энергии жидкости есть величина постоянная для любого поперечного сечения потока.

При изменении поперечного сечения потока происходит переход потенциальной энергии в кинетическую и наоборот. Уравнение Бернулли выражает частный случай закона сохранения энергии и является уравнением энергетического баланса потока идеальной жидкости.

Рассмотрим поток идеальной жидкости, движущейся в трубопроводе переменного сечения. В сечениях 1—1 и 2—2 (рис. 4.4) нивелирные высоты будут равны соответственно z_1 и z_2 , а площади поперечных сечений — f_1 и f_2 . Установим в этих сечениях пьезометрические трубки и трубки Пито. Как известно, с помощью пьезометрических трубок измеряют статический напор (линия P—P). Жидкость поднимается в пьезометрических трубках на высоты, соответствующие статическому напору $h_1 = \frac{p_1}{\rho g}$ и $h_2 = \frac{p_2}{\rho g}$. Трубки Пито представляют собой пьезометрические трубки, у которых нижний конец загнут навстречу потоку жидкости. Используют трубки Пито для измерения полного гидродинамического напора.

Разность высот, измеряемых трубкой Пито и обычной пьезоме-

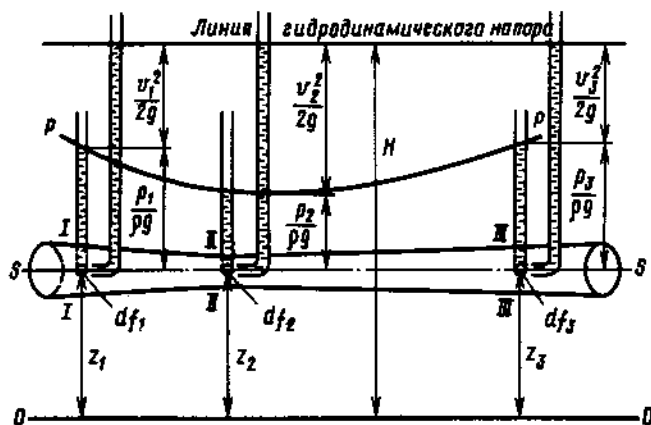


Рис. 4.4. Диаграмма Бернулли для идеальной жидкости

трической трубкой, равная $h_v = v^2/(2g)$, представляет собой высоту, соответствующую скоростному напору.

Так как $f_1 > f_2$, то согласно уравнению неразрывности потока $v_1^2/(2g) > v_2^2/(2g)$. Но полный гидродинамический напор

$$H = z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g}.$$

Зная z_1 и z_2 , можно определить скоростной напор в каждом сечении по разности уравнений жидкости в обычных пьезометрических трубках и трубках Пито.

Измерив высоту, соответствующую скоростному напору, можно найти скорость движения жидкости в той точке, в которой расположена загнутый наконечник трубки Пито:

$$v = \sqrt{2gh},$$

где h — высота, соответствующая скоростному напору.

4.4. УРАВНЕНИЕ БЕРНУЛЛИ ДЛЯ ПОТОКА РЕАЛЬНОЙ ЖИДКОСТИ

Реальная жидкость в отличие от идеальной обладает вязкостью. Вязкость обуславливает возникновение в потоке жидкости сил внутреннего трения, которые оказывают гидравлическое сопротивление движению жидкости. На преодоление возникающего сопротивления расходуется часть потенциальной энергии потока (так называемый **потерянный напор**). Поэтому общий гидродинамический напор будет непрерывно уменьшаться по длине потока.

Рассмотрим движение струйки вязкой жидкости в трубопроводе, изображенном на рис. 4.5.

В общем случае баланс энергии при движении вязкой жидкости запишется так:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_n, \quad (4.13)$$

где h_n — потерянный напор, который характеризует энергию, израсходованную на преодоление гидравлического сопротивления.

Из уравнения (4.13) получим

$$h_n = \left(z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} \right) - \left(z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} \right). \quad (4.14)$$

Линия $H-H$ на рис. 4.5, соединяющая уровни жидкости в трубках Пито, называется **напорной линией**. В отличие от идеальной жидкости в данном случае напорная линия является наклонной. Потеря напора при движении вязкой жидкости представляет собой разность между высотой горизонтальной линии $\theta-\theta$,

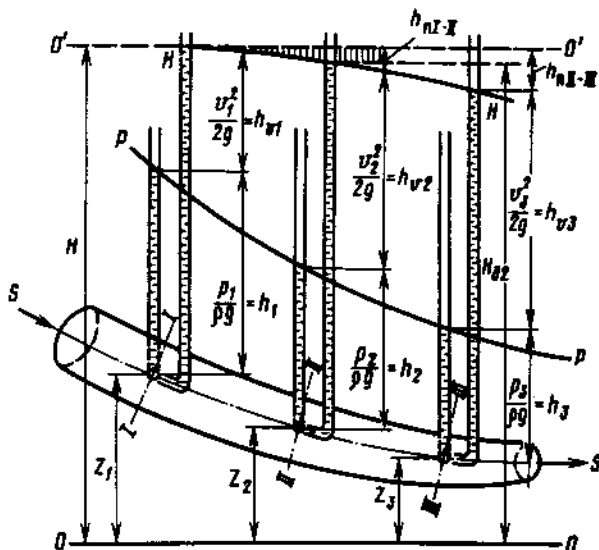


Рис. 4.5. Диаграмма Бернулли для вязкой жидкости

проведенной через уровень жидкости в трубке Пито в сечении $I-I$, и высотой уровня жидкости в трубке Пито в рассматриваемом сечении относительно плоскости сравнения $\theta-\theta$. Линия $P-P$ является линией пьезометрического напора.

Пьезометрическим уклоном называют падение потенциальной энергии на единицу длины потока:

$$I_p = \frac{z_1 + p_1'/(\rho g) - z_2 + p_2'/(\rho g)}{l},$$

где l — расстояние между сечениями $I-I$ и $2-2$ на рис. 4.5.

Гидродинамический (гидравлический) уклон представляет собой падение гидродинамического напора также на единицу длины потока:

$$I_r = \frac{z_1 + p_1'/(\rho g) + v_1^2/(2g) - z_2 + p_2'/(\rho g) + v_2^2/(2g)}{l}.$$

Для горизонтального постоянного сечения трубопровода $v_1 = v_2$; $z_1 = z_2$. В этом случае уравнение (4.14) можно переписать так:

$$h_n = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} = \frac{\Delta p}{\rho g}.$$

Таким образом, движущая сила — перепад давлений — расходуется на преодоление гидравлического сопротивления, а гидродинамический и пьезометрический уклоны одинаковы по величине и направлению.

$$I_r = \frac{h_0}{l} = \frac{\Delta p}{\rho g l}$$

4.5. ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ ДВИЖЕНИЯ ВЯЗКОЙ ЖИДКОСТИ (УРАВНЕНИЯ НАВЬЕ—СТОКСА)

Дифференциальные уравнения движения Навье—Стокса были получены в 1845 г.

При выводе этих уравнений примем следующие допущения: жидкость несжимаема, не поддается растяжению. Выделим в потоке вязкой жидкости элементарный параллелепипед (рис. 4.6). Действие на него силы трения, обусловленной вязкостью потока, проявляется в возникновении на поверхности параллелепипеда касательных напряжений.

Рассмотрим одномерное движение плоского потока в направлении оси x . В этом случае касательные напряжения возникают на поверхности $dF = dx dy$ верхней и нижней грани параллелепипеда. Причем если на нижней грани касательное напряжение равно τ , то на верхней оно будет равно

$$\tau + \frac{\partial \tau}{\partial z} dz,$$

где слагаемое $\frac{\partial \tau}{\partial z} dz$ выражает изменение касательного напряжения вдоль вертикальной оси z по всей длине ребра параллелепипеда.

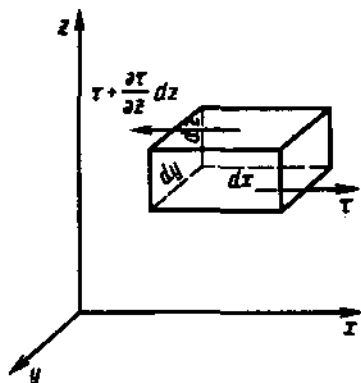


Рис. 4.6. К выводу дифференциальных уравнений Навье—Стокса

Проекция равнодействующей сил трения на ось x будет равна

$$\begin{aligned} \tau dx dy - \left(\tau + \frac{\partial \tau}{\partial z} dz \right) dx dy &= \\ &= - \frac{\partial \tau}{\partial z} dx dy dz. \end{aligned}$$

Подставив в это выражение значение касательного напряжения τ , равное $-\mu \frac{\partial v_x}{\partial z}$, получим

$$\mu \frac{\partial \left(\frac{\partial v_x}{\partial z} \right)}{\partial z} dx dy dz = \mu \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} dx dy dz.$$

В случае трехмерного потока составляющая скорости изменяется в направлении всех трех осей координат и проекция равнодействующей сил трения на ось x , имеющая вид

$$\mu \left(\frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} \right) dx dy dz,$$

определяется суммой вторых производных по осям координат, где $\frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} = \nabla^2 v_x$ — оператор Лапласа.

Сумма проекций сил, действующих на элементарный параллелепипед (силы тяжести, гидростатического давления и трения), в соответствии с основным принципом динамики Д. Аламбера будет равна

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{dv_x}{dt} &= -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \nabla^2 v_x; \\ \rho \frac{dv_y}{dt} &= -\frac{\partial p}{\partial y} + \mu \nabla^2 v_y; \\ \rho \frac{dv_z}{dt} &= -\frac{\partial p}{\partial z} + \mu \nabla^2 v_z - \rho g. \end{aligned} \right\} \quad (4.15)$$

Субстанциональные производные в этой системе уравнений для установившегося и неустановившегося потоков определяются выражениями (4.8).

В этих уравнениях ρg отражает влияние сил тяжести, частные производные $\partial p/\partial x$, $\partial p/\partial y$, $\partial p/\partial z$ характеризуют влияние изменения гидростатического давления, а произведение μ на оператор Лапласа — влияние сил трения на поток жидкости. Левые части уравнений представляют собой проекции равнодействующей сил инерции, т. е. произведение массы единицы объема ρ на проекцию ее ускорения.

Дифференциальные уравнения Эйлера для идеальной жидкости могут быть получены из системы уравнений (4.15) как частный случай при $\mu=0$.

Для полного описания движения реальной жидкости необходимо при выводе системы уравнений учитывать сжимаемость, температурное расширение жидкости, а к описанию добавить дифференциальные уравнения неразрывности потока.

Сложность математического аппарата затрудняет решение системы дифференциальных уравнений Навье—Стокса в общем виде. Эта система уравнений решена только для ряда частных случаев.

Для решения практических задач принимают обычно ряд упрощений и допущений либо используют методы теории подобия для преобразования уравнений.

4.6. КРИТЕРИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ ДВИЖЕНИЯ ВЯЗКОЙ ЖИДКОСТИ

Для вывода критериального уравнения, описывающего движение вязкой жидкости в трубопроводе, воспользуемся дифференциальным уравнением Навье—Стокса.

Для одномерного движения потока жидкости, например вдоль оси абсцисс, дифференциальное уравнение без учета сил сжатия и растяжения можно записать так:

$$-\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \rho g_x = \rho v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + \rho \frac{\partial v_x}{\partial t},$$

где p — давление; μ — динамическая вязкость; v — скорость; τ — плотность; t — время.

В этом уравнении первый член характеризует изменение давления потока в направлении оси абсцисс, второй член — силу трения, третий — силу тяжести, четвертый и пятый — силы инерции. Учитывая физический смысл членов уравнения, запишем

$$-P + T + G = I_1 + I_2,$$

где P — сила давления; T — сила трения; G — сила тяжести; I_1 и I_2 — силы инерции.

При расчете трубопроводов представляют интерес соотношения следующих сил: давления и инерции P/I_1 , инерции и трения I_1/T , тяжести и инерции G/I_1 и, наконец, соотношение инерционных сил I_1/I_2 .

Применим описанный выше метод получения критериев подобия. Из соотношения сил инерции и трения получим безразмерный комплекс $v_x \rho / \mu$, который называется критерием Рейнольдса и характеризует гидродинамическое подобие:

$$Re = v d \rho / \mu.$$

Здесь d — диаметр трубопровода; d является характерным линейным размером.

Из соотношения сил давления и инерции получим критерий Эйлера

$$Eu = p / (\rho v^2),$$

а из соотношения сил тяжести и инерции — критерий Фруда

$$Fr = g d / v^2.$$

Отношение сил инерции позволяет получить критерий гомохрон-

ности $Ho = vt/d$, который характеризует временное подобие в нестационарных процессах.

Полученные критерии подобия, за исключением критерия Эйлера, состоят только из параметров, входящих в условия однозначности, следовательно, они являются определяющими, а критерий Эйлера — определяемым (давление не входит в условия однозначности и является искомой величиной).

На основании второй теоремы подобия связь между критериями представим в виде критериального уравнения

$$Eu = f(Re, Fr, Ho, \Gamma),$$

где $\Gamma = l/d$ — параметрический критерий; l — длина трубопровода.

Для стационарного процесса из уравнения следует исключить критерий гомохронности Ho :

$$Eu = f_1(Re, Fr, \Gamma).$$

В случае развитого турбулентного режима силы тяжести не оказывают влияния на движение жидкости и уравнение имеет вид

$$Eu = f_2(Re, \Gamma), \quad (4.16)$$

или

$$\frac{\Delta p}{\rho v^2} = f_2 \left(\frac{vd\rho}{\mu}, \frac{l}{d} \right),$$

где Δp — потерянный напор в трубопроводе длиной l , H/m^2 .

Умножим и разделим правую часть уравнения на 2.

Тогда $\Delta p = f_3(vd\rho/\mu; l/d)(\rho v^2/2)$.

Вынесем симплекс l/d из-под знака функции:

$$\Delta p = f_4(vd/\mu)(\rho v^2/2)(l/d).$$

Обозначим $f_4(vd/\mu)$ через λ и окончательно получим уравнение, которое называется уравнением Дарси — Вейсбаха и является основным при расчете трубопроводов:

$$\Delta p = \lambda(l/d)(\rho v^2/2). \quad (4.17)$$

Если разделим левую и правую части уравнения (4.17) на ρg , то получим потерянный напор в трубопроводе (в м)

$$h_n = \lambda(l/d) v^2/(2g). \quad (4.18)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления λ в этих уравнениях в общем случае зависит от режима движения жидкости и относительной шероховатости трубы.

Вид расчетной формулы для коэффициента гидравлического сопротивления определяют на основании экспериментальных данных.

4.7. РЕЖИМЫ ДВИЖЕНИЯ ЖИДКОСТИ

Режимы движения жидкости впервые были изучены английским физиком Рейнольдсом в 1883 г. на экспериментальной установке, изображенной на рис. 4.7. Истечение жидкости из бака 1 происходит при постоянном напоре. Расход жидкости регулируется краном 6 и измеряется с помощью мерного сосуда 7. По оси трубы 5 расположена капиллярная трубка 4, через которую подается окрашенная жидкость (индикатор).

Во время опыта (а опыт начинается при небольших расходах жидкости) в трубу 5 одновременно с основным потоком подается через трубку 4 красящее вещество. При небольшой скорости жидкости в трубе 5 окрашенная струйка не размывается, а вытягивается вдоль оси потока.

Если пустить окрашенную жидкость в основной поток через несколько капиллярных трубок, расположенных на некоторых расстояниях от оси потока, то можно будет наблюдать несколько окрашенных струек, не пересекающихся между собой. Этот факт свидетельствует о том, что струйки жидкости движутся в трубе по параллельным траекториям, т. е. имеет место струйчатое движение жидкости, которое в технике называют **ламинарными**.

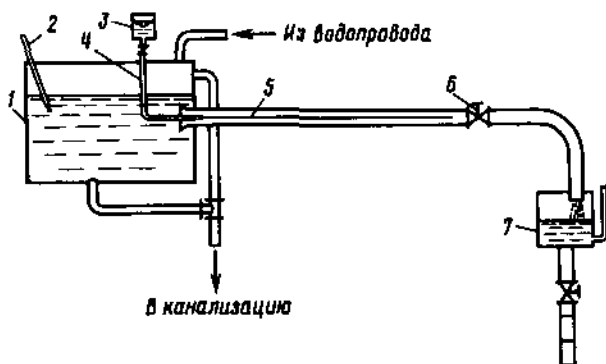


Рис. 4.7. Установка Рейнольдса:
1 — напорный бак; 2 — термометр; 3 — бачок для красящего вещества — индикатора; 4 — капиллярная трубка; 5 — труба; 6 — кран; 7 — сборник

Распределение скоростей в потоке происходит по параболе. При чем максимальная скорость имеет место на оси потока, а минимальная — в слоях, прилежащих к стенке трубы. Слой жидкости, прилегающий непосредственно к стенке трубы, называют пограничным слоем.

При дальнейшем увеличении расхода жидкости в трубе 5 окрашенная струйка начинает двигаться волнообразно, а затем размывается. Это объясняется тем, что в потоке жидкости отдельные частицы движутся уже не только вдоль трубы, но и перемешиваются в поперечном направлении. В итоге вся масса жидкости окрашивается в цвет индикатора. Такое неупорядоченное движение жидкости носит название турбулентного. Распределение скоростей по диаметру выражается некоторой кривой, сходной с параболой, но с более широкой вершиной.

Рейнольдс установил, что переход от ламинарного движения к турбулентному прямо зависит от массовой скорости жидкости qv , диаметра трубы и обратно — от вязкости жидкости μ .

Предложенный им безразмерный комплекс называется критерием Рейнольдса.

$$Re = v d \rho / \mu, \text{ или } Re = v d / \nu,$$

где $\nu = \mu / \rho$ — кинематическая вязкость, m^2/c .

Его численное значение определяет режим движения жидкости. Как было показано выше, критерий Re является мерой соотношения между силами инерции и вязкости в потоке жидкости.

При равных скоростях жидкости в трубах одинакового диаметра турбулентность возникает раньше при больших плотностях и меньших вязкостях жидкости. Переход от ламинарного режима к турбулентному происходит при критических значениях критерия Рейнольдса.

При движении жидкости по гладким трубам $Re_{кр} = 2320$. Таким образом, при $Re < 2320$ имеет место устойчивый ламинарный режим; при $2320 < Re < 10\,000$ — переходный режим.

Переходный режим характеризуется неустойчивостью движения: оба вида движения могут проявляться одновременно или переходить легко один в другой.

При $Re > 10\,000$ наступает устойчивый турбулентный режим. Распределение скоростей по сечению трубопровода при ламинарном и турбулентном режимах показано на рис. 4.8.

Движение неньютоновских (бингамовских) жидкостей характеризуется модифицированным критерием Рейнольдса

$$Re^* = \frac{d^n v^{2-n} \rho}{8^{n-1} k},$$

где n — индекс течения; k — показатель консистенности.

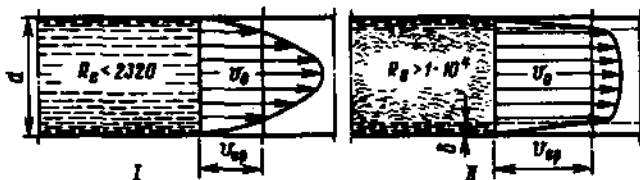


Рис. 4.8. Распределение скоростей по сечению трубопровода при ламинарном (I) и турбулентном (II) движении

Для жидких пищевых продуктов устойчивый ламинарный режим имеет место при $Re^* \ll 1$.

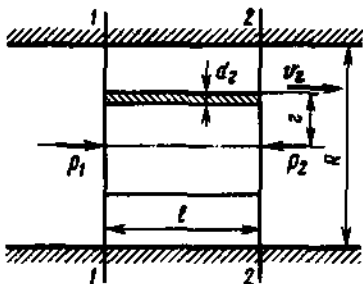
4.8. ЗАКОНЫ ЛАМИНАРНОГО ДВИЖЕНИЯ

Исходя из гипотезы струйного течения, скорость частиц жидкости в каждом слое будет отличаться от предыдущего вследствие действия силы трения между слоями. Сила трения возникает из-за наличия касательных напряжений между слоями жидкости. Согласно закону Ньютона

$$\tau = \pm \mu \frac{dv_r}{dr}$$

касательные напряжения максимальны у стенок трубы и минимальны по оси потока. Следовательно, чем струя жидкости более удалена от стенки трубы, тем скорость ее будет больше, и максимальной она становится в струйке, движущейся по оси потока (см. рис. 4.8).

Чтобы получить закон распределения скоростей в потоке жидкости, выделим мысленно из потока элементарный цилиндр жидкости толщиной dr и длиной l (рис. 4.9), расположенный на расстоянии r от оси потока.



При установившемся движении движущая сила $\Delta P = P_1 - P_2$ целиком затрачивается на преодоление сопротивления движению жидкости, обусловленного силой внутреннего трения T :

$$P_1 - P_2 = T, \text{ но } P_1 - P_2 = (p_1 - p_2)\pi r^2,$$

Рис. 4.9. К выводу закона распределения скоростей

где p_1 и p_2 — гидростатическое давление в сечениях 1—1, 2—2.

Сила трения согласно вышеприведенному уравнению

$$T = -\mu F \frac{dv_r}{dr},$$

где F — площадь наружной поверхности рассматриваемого элементарного цилиндра жидкости ($F = 2\pi r l$).

Тогда

$$(p_1 - p_2)\pi r^2 = -\mu \cdot 2\pi r l \frac{dv_r}{dr}.$$

После сокращений и разделения переменных получим

$$\frac{p_1 - p_2}{2\mu l} r dr = -dv_r.$$

Проинтегрируем это уравнение:

$$\int_r^R \frac{p_1 - p_2}{2\mu l} r dr = - \int_v^0 dv_r.$$

Учитывая, что скорость v у стенки трубы равняется нулю, $r=l$. После интегрирования получим

$$\frac{p_1 - p_2}{2\mu l} \left(\frac{R^2}{2} - \frac{r^2}{2} \right) = v_r,$$

где R — радиус трубы,

откуда

$$v_r = \frac{p_1 - p_2}{4\mu l} (R^2 - r^2). \quad (4.19)$$

Максимальная скорость по оси трубы ($r=0$) будет равна

$$v_{\max} = \frac{p_1 - p_2}{4\mu l} R^2. \quad (4.20)$$

Разделив уравнение (4.19) на уравнение (4.20), получим

$$v_r = v_{\max} (1 - r^2/R^2). \quad (4.21)$$

Согласно этому уравнению распределение скоростей слоев жидкости в сечении трубопровода при ламинарном движении подчиняется параболическому закону.

По уравнению (4.19) можно определить расход жидкости при ламинарном движении Стокса.

Рассмотрим расход жидкости через элементарное кольцевое сечение шириной dr , расположенное на расстоянии r от оси потока.

Площадь кольцевого сечения $df = 2\pi r dr$.

Расход жидкости через это сечение при скорости жидкости v , будет равен

$$dV_{\text{сек}} = v \cdot df = 2\pi v r dr.$$

Выразим v , согласно уравнению (4.19)

$$dV_{\text{сек}} = \frac{p_1 - p_2}{4\mu l} (R^2 - r^2) 2\pi r dr.$$

После интегрирования получим

$$V_{\text{сек}} = \frac{p_1 - p_2}{8\mu l} \pi R^4, \quad (4.22)$$

или

$$V_{\text{сек}} = \frac{\pi d^4 \Delta p}{128\mu l}, \quad (4.23)$$

где d — диаметр трубопровода.

Уравнение (4.23) носит название уравнения Пуазейля для расхода жидкости в цилиндрической трубе.

Расход, как известно, можно определить через среднюю скорость жидкости в трубе:

$$V_{\text{сек}} = \pi R^2 v_{\text{cp}}. \quad (4.24)$$

Сопоставляя последнее уравнение с (4.22), получим

$$v_{\text{cp}} = \frac{p_1 - p_2}{8\mu l} R^2. \quad (4.25)$$

С учетом уравнения (4.20) имеем

$$v_{\text{cp}} = v_{\text{max}}/2. \quad (4.26)$$

Объемный расход неньютоновских псевдопластичных жидкостей через круглое сечение

$$V_{\text{сек}} = \frac{\Delta p}{8\mu_{\text{эф}} l} \left[1 - \frac{4}{3} \left(\frac{2\tau_{\text{пр}}}{R\Delta p} \right) + \frac{1}{3} \left(\frac{2\tau_{\text{пр}}}{R\Delta p} \right)^4 \right] \pi R^4,$$

где R — радиус трубы; l — длина трубы; $\mu_{\text{эф}}$ — эффективная вязкость; $\tau_{\text{пр}}$ — предел текучести.

При $\tau_{\text{пр}} = 0$ это уравнение совпадает с уравнением Пуазейля для ньютоновской жидкости.

Для дилатантных жидкостей объемный расход

$$V_{\text{сек}} = \frac{n}{3n+1} \left(\frac{R\Delta p}{2IK} \right)^{1/n} \pi R^2.$$

При индексе течения $n=1$ и коэффициенте consistency $K=\mu$ это уравнение также превращается в уравнение Пуазейля.

Чтобы получить выражение для коэффициента гидравлического сопротивления, который определяет потери напора по длине трубопровода, приравняем выражения (4.24) и (4.25) и решим уравнение относительно $p_1 - p_2$, заменив предварительно R диаметром:

$$p_1 - p_2 = \Delta p = \frac{32\mu v_{cp} l}{d^2}.$$

Заменим в этом выражении

$$\frac{1}{\mu} = \frac{Re}{v_{cp} d \rho}.$$

Тогда получим

$$\Delta p = \frac{32v_{cp}^2 \rho}{Re} \frac{l}{d}.$$

Разделим левую и правую части этого уравнения на ρg , а затем умножим и разделим на 2:

$$\frac{\Delta p}{\rho g} = \frac{64}{Re} \frac{l}{d} \frac{v_{cp}^2}{2g}.$$

Сопоставляя полученное выражение с уравнением Дарси — Вейсбаха (4.17), будем иметь

$$\lambda = 64/Re. \quad (4.27)$$

Таким образом, коэффициент гидравлического сопротивления λ при ламинарном движении зависит только от значения числа Рейнольдса. Этот закон (4.27) справедлив при $Re < 2320$.

Уравнение (4.27) справедливо и для неньютоновских жидкостей, но в этом случае в него должен быть подставлен модифицированный критерий Рейнольдса

$$Re' = \frac{v^{2-n} d^n \rho}{\frac{K}{8} \left(\frac{6n+2}{n} \right)^n}.$$

При $n=1$ и $K=\mu$ это выражение превращается в обычное выражение для числа Рейнольдса $Re = vd\rho/\mu$.

4.9. ТУРБУЛЕНТНЫЙ РЕЖИМ ДВИЖЕНИЯ

При турбулентном режиме течения происходит хаотическое движение частиц жидкости, которое приводит к интенсивному ее перемешиванию. При этом возникают мгновенные локальные изменения величин и направлений скорости отдельных частиц. Возника-

ющие флуктуации носят хаотический характер. Средняя скорость при турбулентном режиме не равна половине максимальной скорости, как при ламинарном режиме — см. уравнение (4.26). Соотношение скоростей $v/v_{\max} = f(Re)$. Не представляется возможным из-за сложного характера движения частиц теоретически получить профиль распределения скоростей. Для данной частицы жидкости величина осредненной во времени скорости \bar{v}_x определяется как

$$\bar{v}_x = \int_0^{\tau} v_x d\tau / \tau,$$

где v_x — мгновенная скорость частицы жидкости вдоль оси потока x .

Турбулентное движение всегда сопровождается ламинарным. Как показали экспериментальные и теоретические исследования Прандтля, Никурадзе и других ученых, турбулентный поток можно рассматривать состоящим из ядра потока, в котором движение является развитым турбулентным, и гидродинамического пограничного слоя, примыкающего к стенкам трубы.

Внутри этого слоя имеется ламинарный пограничный подслой, толщина которого определяется долями миллиметра. Толщина гидродинамического пограничного слоя δ зависит от числа Рейнольдса и ориентировочно может быть определена по уравнению Левича:

$$\delta = \frac{30d}{Re\sqrt{\lambda}}, \quad (4.28)$$

где d — диаметр трубы, м.

При турбулентном движении значительное влияние на сопротивление движению оказывает шероховатость стенок трубы. Под относительной шероховатостью понимают отношение средней высоты Δ выступов неровности внутренней стенки трубы к ее диаметру (Δ/d).

Средняя высота Δ (в мм) выступов неровности стенки трубы зависит от материала трубы, способа изготовления, продолжительности эксплуатации:

Стеклопипные и стальные новые трубы	0,06...0,1
Стальные трубы, бывшие в употреблении	0,1...0,2
Чугунные и керамические трубы	0,35...1,0
Стальные и чугунные трубы, подвергшиеся коррозии	0,5...2,0

В зависимости от критерия Рейнольдса изменяется толщина пограничного слоя (4.28) и выступы неровностей трубы могут выходить за пределы пограничного слоя, что приводит к значительным потерям напора.

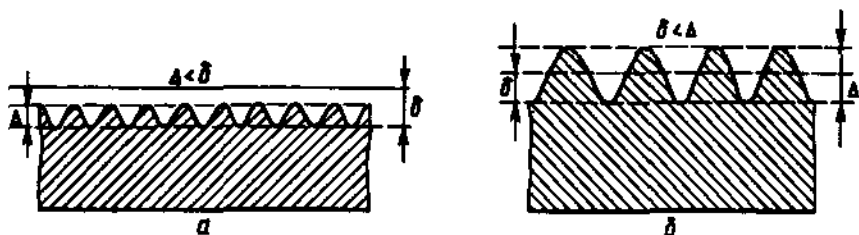


Рис. 4.10. Гидравлически гладкие (а) и шероховатые (б) трубы

В зависимости от соотношения δ и Δ трубы подразделяются на гидравлически гладкие и шероховатые.

Если $\Delta < \delta$, то трубы называют гидравлически гладкими (рис. 4.10). В этом случае жидкость скользит по ламинарному подслою и имеет место трение жидкости о жидкость.

Если $\Delta > \delta$, то трубы — гидравлически шероховатые. Потери напора в этом случае будут определяться шероховатостью стенок трубы, так как трение жидкости происходит о шероховатую поверхность трубы.

При ламинарном движении потери напора пропорциональны скорости жидкости в первой степени, при развитом турбулентном режиме — квадрату скорости. В переходном режиме, а также при турбулентном, когда существует пограничный ламинарный подслой, потеря напора пропорциональна скорости в степени меньше 2. В каждом частном случае показатель при скорости определяется опытным путем.

Коэффициент гидравлического сопротивления для гидравлически гладких труб при $2320 < Re < 10^5$ определяют по эмпирической формуле Блазиуса

$$\lambda = 0,3164/Re^{0,25} \quad (4.29)$$

или по формуле Конакова

$$\lambda = 1/(1,8 \lg Re - 1,5)^2. \quad (4.30)$$

Функциональная зависимость коэффициента гидравлического сопротивления для шероховатых труб может быть представлена так:

$$\lambda = f(Re, \Delta/d).$$

Для определения коэффициента гидравлического сопротивления

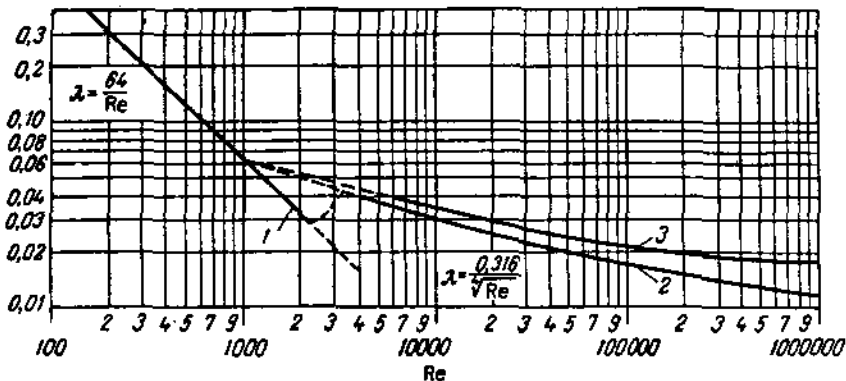


Рис. 4.11. Зависимость коэффициента гидравлического сопротивления λ от критерия Re :

1 — гладкие и шероховатые трубы (ламинарный режим); 2 — гладкие трубы — стальные, медные, стеклянные и латунные; 3 — шероховатые трубы — стальные и чугунные

предложен график (рис. 4.11), из которого следует, что λ для шероховатых труб значительно выше, чем для гладких.

Как следует из графика, с увеличением критерия Re зона, в которой $\lambda = f(Re)$, переходит сначала в зону смешанного трения, где $\lambda = f(Re, \Delta/d)$, а затем в автомодельную область, в которой $\lambda = f(\Delta/d)$.

Критические значения $Re_{кр}$, при которых $\lambda = f(\Delta/d)$, зависят от величины относительной шероховатости Δ/d .

Для расчета коэффициента гидравлического сопротивления предложено обобщенное уравнение, справедливое для всех зон турбулентного движения:

$$1/\sqrt{\lambda} = -2\lg[(\Delta/d)/3,7 + (6,81)Re^{0,9}]. \quad (4.31)$$

Из последнего уравнения для гладких труб, пренебрегая первым членом, легко получить формулу Конакова.

Для автомодельной области, пренебрегая вторым членом в выражении (4.31), получим

$$1/\sqrt{\lambda} = 2\lg \frac{3,7}{\Delta/d}. \quad (4.32)$$

При расчете коэффициента гидравлического сопротивления для неньютоновских жидкостей используют уравнение $\lambda = a(Re')^b$, которое справедливо при $Re' = 3 \cdot 10^3 \dots 1 \cdot 10^5$.

Здесь Re' определяется по формуле (4.28), коэффициенты a и b являются функциями n — индекса течения (см. главу 1) и при $n = 1$ принимают значения 0,316 и 0,25 для ньютоновских жидкостей.

При турбулентном движении, когда градиенты скорости велики, вязкость дилатантных и бингамовских жидкостей стремится к μ_∞ и они по своему поведению при течении приближаются к ньютоновским жидкостям.

4.10. ПОТЕРИ НАПОРА НА МЕСТНЫХ СОПРОТИВЛЕНИЯХ

Помимо потерь напора по длине трубопровода имеют место также потери на местных сопротивлениях. Под местными сопротивлениями понимают сопротивления, оказываемые движению жидкости различными препятствиями, имеющимися в трубопроводе (вентили, краны, колена и т. д.), а также сопротивления, возникающие при изменении сечения трубопровода или формы потока (например, внезапное расширение или сужение потока, повороты и т. д.). При этом резко изменяются направления и величины скорости потока, образуются вихри и водоворотные зоны, на образование которых бесполезно тратится часть энергии потока.

Потери напора в местных сопротивлениях Δh (в м), так же как и потери по длине трубопровода, выражаются через скоростной напор:

$$\Delta h_m = \xi_m \frac{v^2}{2g} \quad (4.33a)$$

или (в H/m^2)

$$\Delta p_m = \xi_m \frac{\rho v^2}{2}, \quad (4.33б)$$

где ξ_m — безразмерный коэффициент местного сопротивления.

Коэффициенты местного сопротивления для каждого вида сопротивления определяют опытным путем как

$$\xi_m = 2g\Delta h_m / v^2,$$

где Δh_m — потери напора на местном сопротивлении; измеряют такие потери по перепаду давления в пьезометрах, установленных до местного сопротивления и после него.

Усредненные значения ξ_m для некоторых видов сопротивлений приведены в табл. 4.1 и на рис. 4.12.

4.1. Коэффициенты местных сопротивлений

Номер вида местного сопротивления на рис. 4.12	Вид местного сопротивления	Коэффициент местного сопротивления ξ_m
1	Вход в трубу	0,2...0,5
2	Выход из трубы	1,0

Номер вида местного сопротивления на рис. 4.12	Вид местного сопротивления	Коэффициент местного сопротивления ξ_m
3	Плавный поворот на 90°	0,15
4	Колено при $\alpha=90^\circ$	1,1...1,3
5	Пробочный кран: открытый α от 20 до 50°	0,05 от 2 до 95
6	Вентиль стандартный: $d_y=20$ мм $d_y=40$ мм и более	8 4...6
7	Внезапное расширение (данные при $Re>3500$): $f_1/f_2=0,1$ 0,2 0,3 0,4 0,5	0,5 0,4 0,35 0,3 0,25
8	Внезапное сужение (данные при $Re>10^4$): $f_1/f_2=0,1$ 0,2 0,3 0,4 0,5	0,45 0,4 0,35 0,3 0,25

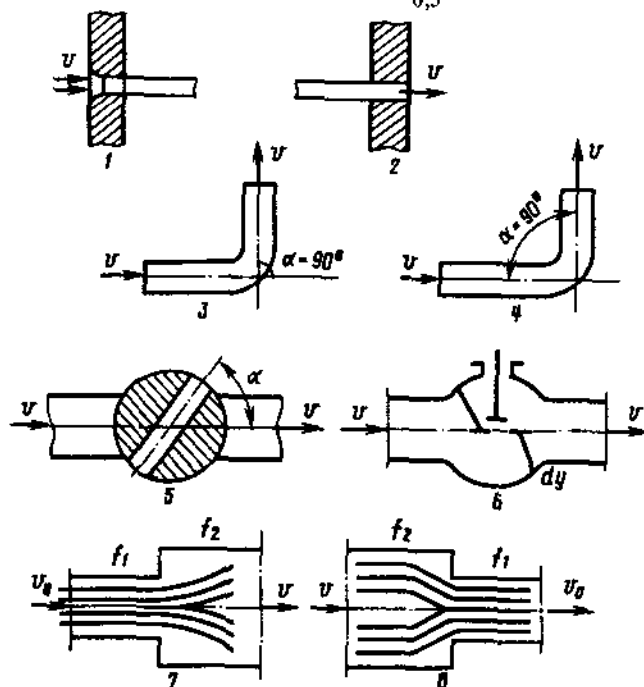


Рис. 4.12. Местные сопротивления

С учетом выражений (4.33) из выражений (4.17) и (4.18) получим уравнение для определения полных потерь в трубопроводе

$$\Delta h_1 = (\lambda/d + \sum \xi_m) v^2 / (2g) \quad (4.34a)$$

или

$$\Delta p = (\lambda/d + \sum \xi_m) \rho v^2 / 2. \quad (4.34б)$$

4.11. РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДОВ

При расчете трубопроводов может возникнуть одна из трех задач:

определить расход $V_{\text{сек}}$, если известны напор H и диаметр трубопровода;

вычислить напор, если известны расход и диаметр трубопровода;

найти диаметр трубопровода при известных напоре и расходе.

Все трубопроводы можно разделить на длинные, короткие, простые и сложные. Для последних характерно наличие ответвлений или нескольких линий.

При расчете длинных трубопроводов потери по длине рассчитываются по фиктивной длине трубопровода

$$L = l + l_{\text{экв}},$$

где l — длина трубопровода; $l_{\text{экв}}$ — длина, потери напора на которой компенсируют потери на местных сопротивлениях, т. е.

$$\lambda \frac{l_{\text{экв}}}{d} \frac{v^2}{2g} = \sum \xi_m \frac{v^2}{2g},$$

откуда

$$l_{\text{экв}} = \frac{\sum \xi_m}{\lambda} d.$$

При гидравлическом расчете трубопроводов используют уравнение Бернулли.

Рассмотрим несколько примеров расчета.

Пример 1. Жидкость поступает из резервуара A в резервуар B (рис. 4.13). Движение жидкости установившееся. За плоскость сравнения примем произвольную плоскость $\theta-\theta$.

Запишем уравнение Бернулли для сечений $a-a$ и $b-b$, совпадающих с уровнями жидкости в резервуарах A и B :

$$z_a + \frac{p_a}{\rho g} + \frac{v_a^2}{2g} = z_b + \frac{p_b}{\rho g} + \frac{v_b^2}{2g}.$$

Площадь поперечного сечения резервуаров значительно больше

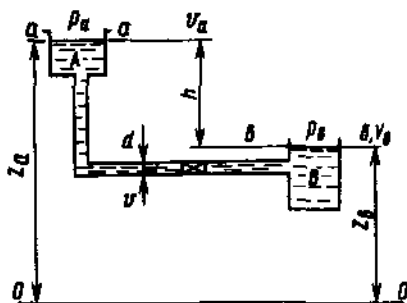


Рис. 4.13. К расчету трубопровода

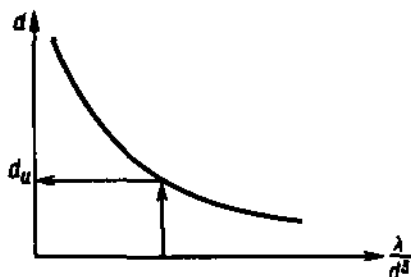


Рис. 4.14. К расчету диаметра трубопровода

поперечного сечения трубопровода, поэтому скоростными напорами в сечениях $a-a$ и $b-b$ можно пренебречь.

Тогда

$$h_n = \left(z_a + \frac{p_a}{\rho g} \right) - \left(z_b + \frac{p_b}{\rho g} \right),$$

но

$$h_n = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi_{\Sigma} \right) \frac{v^2}{2g},$$

где v — скорость жидкости в трубопроводе, м/с.

Из последнего выражения

$$v = \sqrt{\frac{2gh_n}{\lambda l/d + \sum \xi_{\Sigma}}}, \quad \text{а расход } V_{\text{сек}} = vf,$$

где f — площадь поперечного сечения трубопровода.

Если требуется определить диаметр трубопровода при известном расходе и напоре, то пользуются методом подбора.

Напор в трубопроводе найдем из уравнения

$$h_n = \lambda \frac{l}{d} \frac{v^2}{2g} = \lambda \frac{8lV_{\text{сек}}^2}{\pi^2 g d^5}, \quad \text{так как } v = \frac{4V_{\text{сек}}}{\pi d^2}.$$

Перенесем неизвестные величины в этом уравнении в левую часть:

$$\frac{\lambda}{d^5} = \frac{\pi^2 g}{8lV_{\text{сек}}^2} h_n.$$

Правая часть уравнения известна, а левая $\lambda/d^5 = f(d)$. При решении этой задачи поступают следующим образом:

- задаются рядом значений диаметров d_1, d_2, d_3, \dots ;
- вычисляют скорость движения жидкости v_1, v_2, v_3, \dots ;
- вычисляют число Рейнольдса Re_1, Re_2, Re_3, \dots ;

рассчитывают коэффициент гидравлического сопротивления $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3, \dots$.

Строят график (рис. 4.14) и по известной правой части уравнения определяют искомый диаметр.

Оптимальное с экономических позиций значение диаметра должно соответствовать оптимальной скорости движения в нем жидкости и соответственно минимальным затратам на его эксплуатацию, которые складываются из затрат на ремонт и амортизацию и стоимости электроэнергии, потребляемой насосом.

Оптимальная скорость при напорном движении маловязких жидкостей составляет от 0,8 до 2 м/с, вязких — до 0,8, скорость газов и паров — от 10 до 30 м/с.

Пример 2. На рис. 4.15 показан тупиковый трубопровод. Жидкость из напорного бака поступает в магистральный трубопровод длиной l и диаметром d . В точке C магистральный трубопровод разветвляется на ряд трубопроводов. Давление в точке C постоянно и равняется p_c , а в трубопроводах — соответственно p_1, p_2 и p_3 .

Плоскость сравнения $0-0$. Запишем уравнение Бернулли для сечения $a-a$ и сечения, проходящего через точку C :

$$\left(z + \frac{p}{\rho g} \right) - \left(z_c + \frac{p_c}{\rho g} \right) = \lambda \frac{l}{d} \frac{v^2}{2g},$$

где v — скорость жидкости в магистральном трубопроводе.

Для сечений $c-c$ и $l-l$ получим

$$\left(z_c + \frac{p_c}{\rho g} \right) - \left(z_1 + \frac{p_1}{\rho g} \right) = \lambda_1 \frac{l_1}{d_1} \frac{v_1^2}{2g}.$$

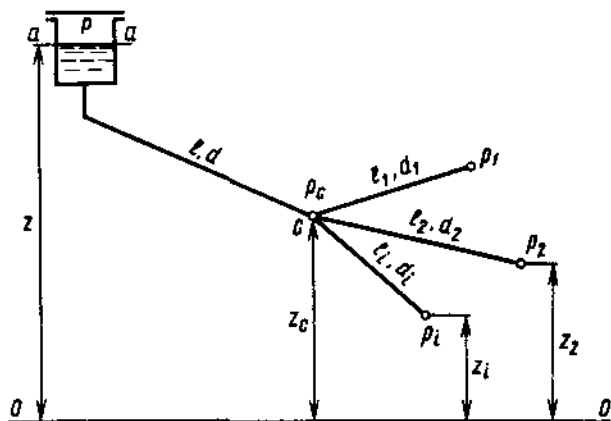


Рис. 4.15. Тупиковый трубопровод

Для сечений $c-c$ и 2—2

$$\left(z_c + \frac{p_c}{\rho g}\right) - \left(z_2 + \frac{p_2}{\rho g}\right) = \lambda_2 \frac{l_2}{d_2} \frac{v_2^2}{2g}$$

Для сечений $c-c$ и 3—3

$$\left(z_c + \frac{p_c}{\rho g}\right) - \left(z_3 + \frac{p_3}{\rho g}\right) = \lambda_3 \frac{l_3}{d_3} \frac{v_3^2}{2g}$$

Уравнение неразрывности потока

$$v_1 f_1 = v_2 f_2 = v_3 f_3 \dots = v f_i$$

Эта система уравнений позволяет решить одну из перечисленных выше задач расчета трубопроводов.

Пример 3. Соединение трубопроводов параллельное (рис. 4.16).

Разность напоров в точках a и b расходуется на преодоление сопротивления h_n :

$$\Delta H = H_a - H_b = h_n$$

Если потери напора одинаковы во всех ответвлениях, то

$$\lambda_1 \frac{l_1}{d_1} \frac{v_1^2}{2g} = \lambda_2 \frac{l_2}{d_2} \frac{v_2^2}{2g} = \dots = \lambda_i \frac{l_i}{d_i} \frac{v_i^2}{2g}$$

Уравнение неразрывности потока, как и в предыдущем случае,

$$v_1 f_1 = v_2 f_2 = v_3 f_3 \dots = v f_i$$

Общий расход жидкости

$$V = \sum V_i$$

где V_i — расход жидкости в i -м ответвлении.

Пользуясь этими соотношениями, можно решить одну из задач расчета трубопроводов:

$$\frac{d_2}{d_1} = \sqrt[5]{\frac{\lambda_2 l_2}{\lambda_1 l_1}}$$

Если $\lambda_1 = \lambda_2$ и $l_1 = l_2$, то

$$V_1/V_2 = \sqrt{d_1/d_2}$$

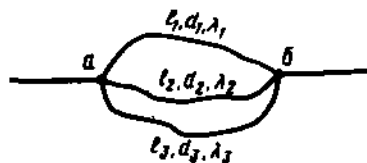


Рис. 4.16. Параллельное соединение трубопроводов

4.12. ИСТЕЧЕНИЕ ЖИДКОСТИ ЧЕРЕЗ ОТВЕРСТИЯ И НАСАДКИ

При опорожнении технологических аппаратов, цистерн и различных сосудов имеет место истечение жидкости через отверстия и насадки.

Насадками называют короткие патрубки различной формы, присоединенные к отверстию в тонкой стенке. Длина насадков составляет примерно 3...4 диаметра. Насадки (рис. 4.17) бывают внешними (а) и внутренними (б), коническими расходящимися (в) и сходящимися (г), а также коноидальными (д).

При истечении жидкости внутри насадка создается вакуум, в результате чего увеличивается пропускная способность отверстия. В расходящихся конических насадках создается вакуум несколько больший, чем в цилиндрических. Конические сходящиеся насадки применяют там, где необходимо создание высокой скорости жидкости на выходе из насадка, например в эжекторах и инжекторах, в соплах турбин, наконечниках, брандсбойтах и т. д. Коноидальный насадок выполняют по форме струи, что исключает сжатие струи и сводит к минимуму все потери энергии в струе вытекающей жидкости. Истечение жидкости может происходить в атмосферу или в слой жидкости при постоянном или переменном напоре.

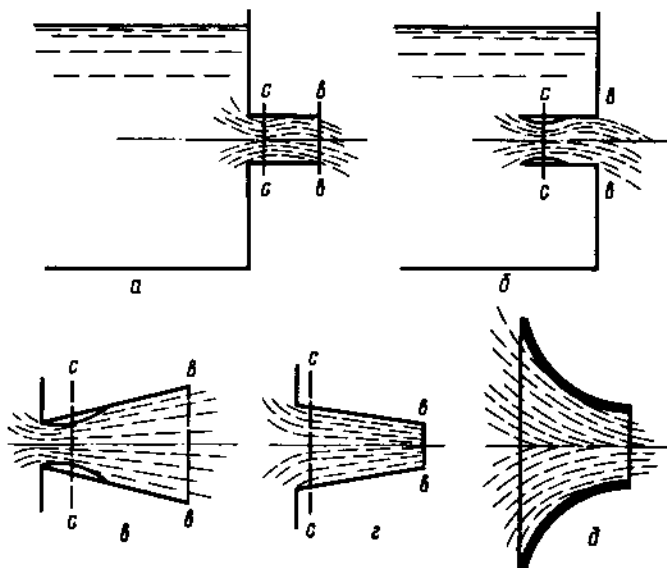


Рис. 4.17. Насадки

Рассмотрим несколько случаев истечения жидкости через отверстия и насадки.

Истечение через круглое отверстие в дне сосуда при постоянном уровне жидкости в сосуде (рис. 4.18). Истечение происходит через отверстие в тонкой стенке, т. е. при условии $\delta \leq 2d$, когда толщина стенки не влияет на форму струи и края отверстия имеют острую кромку. При этих условиях истечения возникают только местные потери энергии. На некотором расстоянии от стенки струя сжимается, и в этом сжатом сечении предполагается параллельно-струйное течение жидкости.

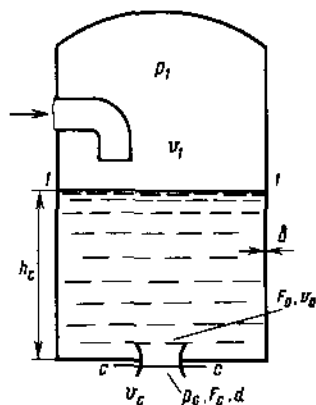


Рис. 4.18. Истечение через круглое отверстие в дне сосуда при постоянном уровне жидкости в сосуде

Запишем уравнение Бернулли для сечения поверхности уровня $I-I$ и в сжатом сечении струи $c-c$.

Согласно рис. 4.18, так как $v_1 \ll v_c$,

$$h_c + \frac{p_1}{\rho g} = \frac{p_c}{\rho g} + \frac{\alpha v_c^2}{2g} + h_n,$$

где p_c , v_c — давление, скорость жидкости в сжатом сечении, α — коэффициент неравномерности струи;

$$h_n = \xi \frac{v_c^2}{2g},$$

здесь ξ — коэффициент местного сопротивления; в данном случае $\xi = 0,06$.

Из уравнения Бернулли получим

$$v_c = \sqrt{\frac{2g}{\alpha + \xi} \left(h_c + \frac{p_0 - p_c}{\rho g} \right)} \quad \text{или} \quad v_c = \varphi \sqrt{2gH},$$

где $\varphi = \sqrt{1/(\alpha + \xi)}$,

а объемный расход $V = \varphi F_c \sqrt{2gH}$,

где φ — скоростной коэффициент; для круглого отверстия $\varphi \approx 0,97$; F_c — площадь поперечного сечения струи.

$$F_c = \epsilon_0 F_0,$$

здесь ϵ_0 — коэффициент сжатия струи; $\epsilon_0 = 0,64$; F_0 — площадь поперечного сечения отверстия.

$$\text{Тогда } V = \varphi \epsilon F_0 \sqrt{2gH} = \mu F_0 \sqrt{2gH},$$

где $\mu = \epsilon \varphi$.

Коэффициент расхода μ зависит от формы отверстия, толщины стенки и от вязкости жидкости. Для воды $\mu = 0,62 \dots 0,63$, для других жидкостей $\mu = f(\text{Re})$.

При истечении в атмосферу: $p_1 = p_c = p_a$;

$$V = \mu F_0 \sqrt{2gh_c}.$$

Истечение через боковое круглое отверстие в тонкой стенке при постоянном уровне жидкости в сосуде. Проведем плоскость сравнения $\theta-\theta$ через центр тяжести отверстия диаметром d_0 .

Запишем уравнение Бернулли для сжатого сечения $c-c$ и поверхности уровня в сосуде $1-1$ (рис. 4.19)

$$h_c + \frac{p_1}{\rho g} = \frac{p_c}{\rho g} + \frac{\alpha_c v_c^2}{2g} + \xi \frac{v_c^2}{2g}.$$

При этом полагаем, что $p_c = p_a$.

Решая уравнение относительно v_c , получим

$$v_c = \sqrt{\frac{2g}{\alpha + \beta} \left(h_c + \frac{p_1 - p_a}{\rho g} \right)} = \varphi \sqrt{2gH}.$$

Расход жидкости, как и в первом случае, будет равен

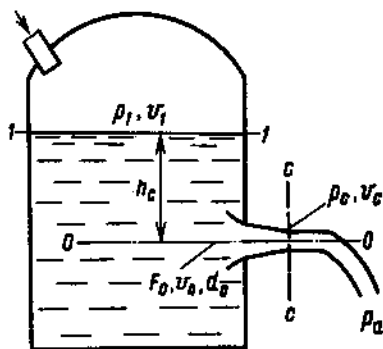


Рис. 4.19. Истечение через боковое круглое отверстие при постоянном уровне жидкости в сосуде

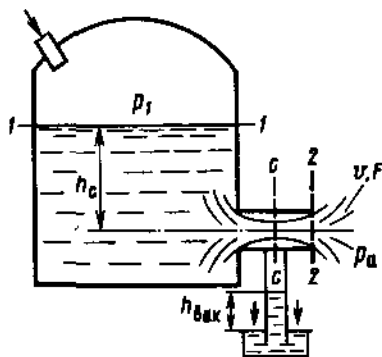


Рис. 4.20. Истечение через цилиндрический насадок при постоянном уровне жидкости в сосуде

$$V = \mu F_0 \sqrt{2g h_c} \text{ при } p_0 = p_c = p_a;$$

здесь принято, что $\mu = 0,60 \dots 0,62$.

Истечение через цилиндрический насадок при постоянном уровне жидкости в сосуде. При истечении жидкости внутри насадка создается сжатое сечение, в котором скорость жидкости v_c превышает скорость v , рассчитанную на полное сечение насадка. Согласно уравнению Бернулли в этом сжатом сечении создается пониженное давление (рис. 4.20).

Запишем уравнение Бернулли для сечений 1—1 и 2—2 (область выхода струи из насадка)

$$h_c + \frac{p_1}{\rho g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\alpha v^2}{2g} + h_n.$$

Напор

$$H = h_c + \frac{p_1 - p_a}{\rho g} = \frac{\alpha v^2}{2g} + h_n.$$

Потери напора h_n будут складываться из потерь на внезапное сужение потока между сечениями 1—1 и сжатым сечением с—с, характеризуемых коэффициентом ξ_c , внезапное расширение потока между сечением с—с и той областью, где насадок работает полным сечением (эти потери характеризуются коэффициентом ξ_p), а также потерь по длине насадка между сечениями с—с и 2—2:

$$h_n = \xi_c \frac{v_c^2}{2g} + \left(\xi_p + \lambda \frac{l}{d} \right) \frac{v^2}{2g},$$

где l — длина насадка; d — диаметр.

$$\text{Но } \xi_p = (F/F_c - 1)^2 = (1/\xi - 1)^2,$$

где F — площадь поперечного сечения насадка.

Тогда $h_n = [\xi_c/\epsilon^2 + (1/\epsilon - 1)^2 + \lambda l/d] v^2/(2g)$, так как $v_c = v/\epsilon$.

В этом случае напор $H = [\alpha + \xi_c/\epsilon^2 + (1/\epsilon - 1)^2 + \lambda l/d] v^2/(2g)$, отсюда

$$v = \sqrt{\frac{2gH}{\alpha + \xi_c/\epsilon^2 + (1/\epsilon - 1)^2 + \lambda l/d}}.$$

$$\text{Сравнивая с } v = \mu \sqrt{2gH},$$

получим

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{\alpha + \xi_c/\epsilon^2 + (1/\epsilon - 1)^2 + \lambda l/d}}$$

Для насадка $\epsilon_c = 1$ и $\mu = \varphi$.

Объемный расход жидкости через насадок

$$V = \mu F_0 \sqrt{2gH}.$$

Определим, какой вакуум создается в сжатом сечении струи в цилиндрическом насадке.

Для этого запишем уравнение Бернулли для сечений с—с и 2—2

$$\frac{p_c}{\rho g} + \frac{v_c^2}{2g} = \frac{p_a}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} + \Sigma \xi \frac{v^2}{2g},$$

где p_c — давление в сжатом сечении; $\Sigma \xi$ — суммарный коэффициент сопротивления насадка, учитывающий потери напора между сечениями с—с и 2—2.

Как правило, длина насадка $l = (3 \dots 4)d$.

В этом случае потерями по длине насадка можно пренебречь.

Тогда $\Sigma \xi$ характеризует потери энергии только на внезапное расширение:

$$\Sigma \xi \frac{v^2}{2g} = \left(\frac{F}{F_c} - 1 \right)^2 \frac{v^2}{2g} = \left(\frac{1}{\epsilon} - 1 \right)^2 \frac{v^2}{2g}.$$

Из уравнения Бернулли получим

$$h_{\text{вак}} = \frac{p_a - p_c}{\rho g} = \frac{v_c^2 - v^2}{2g} - \left(\frac{1}{\epsilon} - 1 \right)^2 \frac{v^2}{2g}.$$

Но $v_c = v/\epsilon$.

Тогда

$$\begin{aligned} h_{\text{вак}} &= \frac{v^2}{2g\epsilon^2} - \frac{v^2}{2g} - \left(\frac{1}{\epsilon} - 1 \right)^2 \frac{v^2}{2g} = \\ &= \frac{v^2}{2g} \left[\frac{1}{\epsilon^2} - 1 - \left(\frac{1}{\epsilon} - 1 \right)^2 \right] = \frac{v^2}{2g} 2 \frac{1-\epsilon}{\epsilon} = \frac{v^2}{g} \frac{1-\epsilon}{\epsilon}. \end{aligned}$$

Учитывая, что $v = \varphi \sqrt{2gH}$, запишем

$$h_{\text{вак}} = 2\varphi^2 H (1 - \epsilon)/\epsilon.$$

Для внешнего цилиндрического насадка $\varphi = 0,82$, $\epsilon = 0,64$. При этих значениях получим

$$h_{\text{вак}} \approx 0,75H \text{ и } H \leq 1,35h_{\text{вак}}.$$

Опытные данные показывают, что при вакууме более 8 м вод. ст. воздух засасывается в насадок через выходное сечение, что приводит к «срыву» вакуума. В этом случае насадок работает как отверстие. Поэтому напор не должен превышать предельного значения, определяемого уравнением

$$H_{\text{пр}} = h_{\text{вак. пр}} \frac{1}{2\varphi^2} \frac{\epsilon}{1-\epsilon},$$

где $h_{\text{вак. пр}} = 8$ м вод. ст.

$$H_{\text{пр}} = 8 \frac{1}{2 \cdot 0,82^2} \frac{0,64}{1-0,64} \approx 10,0 \text{ м вод. ст.}$$

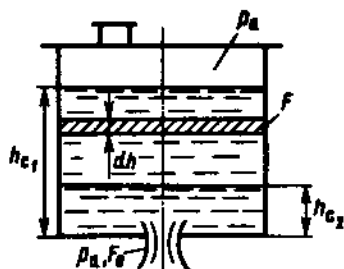


Рис. 4.21. Истечение жидкости при переменном напоре

Истечение жидкости при переменном напоре. Рассмотрим опорожнение резервуара, имеющего постоянную площадь поперечного сечения. Истечение жидкости происходит при неустановившемся режиме через отверстие площадью поперечного сечения F_0 , расположенное в днище сосуда. Начальный уровень жидкости в сосуде h_{c1} , конечный — h_{c2} (рис. 4.21). За время dt из резервуара вытекает количество жидкости

$$dV = \mu F_0 \sqrt{2gh} dt,$$

где h — напор над центром тяжести отверстия в момент времени dt .

За это же время уровень жидкости опустится в резервуаре на величину $dh = dV/F$, где F — площадь поперечного сечения сосуда. Из условия неразрывности получим

$$-dhF = \mu F_0 \sqrt{2gh} dt.$$

Отсюда

$$dt = - \frac{F dh}{\mu F_0 \sqrt{2gh}}$$

Проинтегрируем это уравнение в пределах h_{c1} и h_{c2} . Тогда продолжительность опорожнения τ будет равна h_{c2}

$$\tau = - \int_{h_{c1}}^{h_{c2}} \frac{F dz}{\mu F_0 \sqrt{2gz}} = \frac{F}{\mu F_0 \sqrt{2g}} \int_{h_{c1}}^{h_{c2}} \frac{dh}{\sqrt{h}} = \frac{F}{\mu F_0 \sqrt{2g}} \{2\sqrt{h}\}_{h_{c1}}.$$

В итоге получим

$$\tau = + \frac{2F(\sqrt{h_{c1}} - \sqrt{h_{c2}})}{\mu F_0 \sqrt{2g}}.$$

Полное опорожнение сосуда будет иметь место при $h_{c2} = 0$:

$$\tau = \frac{2F\sqrt{h_{c1}}}{\mu F_0 \sqrt{2g}}, \quad \text{или} \quad \tau = \frac{2Fh_{c1}}{\mu F_0 \sqrt{2gh_{c1}}} = \frac{2V_p}{V},$$

где V_p — объем резервуара; V — расход жидкости при h_{c1} .

Таким образом, продолжительность опорожнения резервуара при переменном напоре в два раза больше, чем при постоянном.

Контрольные вопросы и задания. 1. Под действием каких сил жидкость движется по трубопроводам и каналам? 2. В чем отличие неустановившегося движения от установившегося? 3. Когда за расчетный линейный размер принимают эквивалентный диаметр? 4. В чем сущность закона неразрывности потока жидкости? 5. Какую связь устанавливают дифференциальные уравнения Эйлера? 6. Какие приняты допущения при выводе основного уравнения гидродинамики? 7. Какие выводы можно сделать из рассмотрения уравнения Бернулли? 8. На преодоление каких сил при движении жидкости затрачивается движущая сила и как она определяется? 9. Какие дополнительные силы, действующие на жидкость, учитываются дифференциальными уравнениями Навье — Стокса по сравнению с уравнениями Эйлера? 10. Перечислите факторы, от которых зависит коэффициент гидравлического сопротивления. 11. Для каких расчетов используют уравнение Дарси — Вейсбаха? 12. Как рассчитывают коэффициент гидравлического сопротивления? 13. Как определить коэффициенты местных сопротивлений? 14. Что такое относительная шероховатость стенок трубы? 15. В чем заключается отличие ламинарного движения жидкости от турбулентного? 16. Какие вы знаете законы ламинарного движения жидкости? 17. В чем заключается расчет трубопроводов? 18. Как рассчитать скорость истечения жидкости из отверстия в дне сосуда при постоянном напоре? 19. В каком случае время истечения будет больше и на сколько при истечении одного и того же количества жидкости из резервуара при постоянном и переменном напорах? 20. Какой предельный вакуум создается при истечении жидкости через внешний цилиндрический насадок?

Задача 4.1. Определить режим движения жидкости в межтрубном пространстве теплообменника типа «труба в трубе» (см. рис. 14.15), если внутренняя труба теплообменника имеет диаметр 25×2 мм, наружная — $51 \times 2,5$ мм, массовый расход воды $G = 4000$ кг/ч, плотность $\rho = 1000$ кг/м³, вязкость $\mu = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Определяем эквивалентный диаметр кольцевого сечения

$$d_э = \frac{4\pi(d_n^2 - d_b^2)}{4\pi(d_n + d_b)} = d_n - d_b = 0,046 - 0,025 = 0,021 \text{ м.}$$

Скорость жидкости находим из уравнения расхода

$$v = V/F = \frac{4000}{1000 \cdot 3600 \cdot 0,785(0,046^2 - 0,025^2)} = 0,949 \text{ м/с.}$$

Определяем число Рейнольдса

$$Re = \frac{vd\rho}{\mu} = \frac{0,949 \cdot 0,021 \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 19\ 929.$$

Следовательно, режим движения турбулентный.

Задача 4.2. Определить потери напора в змеевике, по которому протекает вода при температуре 30 °С со скоростью $v = 0,8$ м/с, вязкость μ при 30 °С составляет $0,8 \cdot 10^{-3}$ Па·с. Змеевик изготовлен из стальной трубы диаметром $43 \times 2,5$ мм с легкими следами коррозии ($\Delta = 0,21$ мм). Диаметр витка змеевика 1 м. Число витков 10.

Определяем режим движения воды в змеевике

$$Re = \frac{vd\rho}{\mu} = \frac{0,8 \cdot 0,038 \cdot 1000}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 38\ 000.$$

Длина змеевика

$$L = \pi D n = 3,14 \cdot 1,0 \cdot 10 = 31,4 \text{ м.}$$

Потери напора на преодоление трения в прямой трубе длиной 31,4 м

$$\Delta p = \lambda \frac{L}{d} \frac{\rho v^2}{2} = 0,0316 \frac{3,14}{0,038} \frac{1000 \cdot 0,8^2}{2} = 8355 \text{ Па.}$$

Коэффициент гидравлического сопротивления λ определяем по рис. 4.22 при $Re = 38\,000$ и $d_s/\Delta = 180$, где $\Delta = 0,21$ мм. Значение $\lambda = 0,0316$.

Поправочный коэффициент, учитывающий сопротивление змеевика,

$$\chi = 1 + 3,54 d/D = 1 + 3,54 \cdot 0,038/1 = 1,134.$$

Потери напора в змеевике будут равны $\Delta p_z = \Delta p \chi = 9475$ Па.

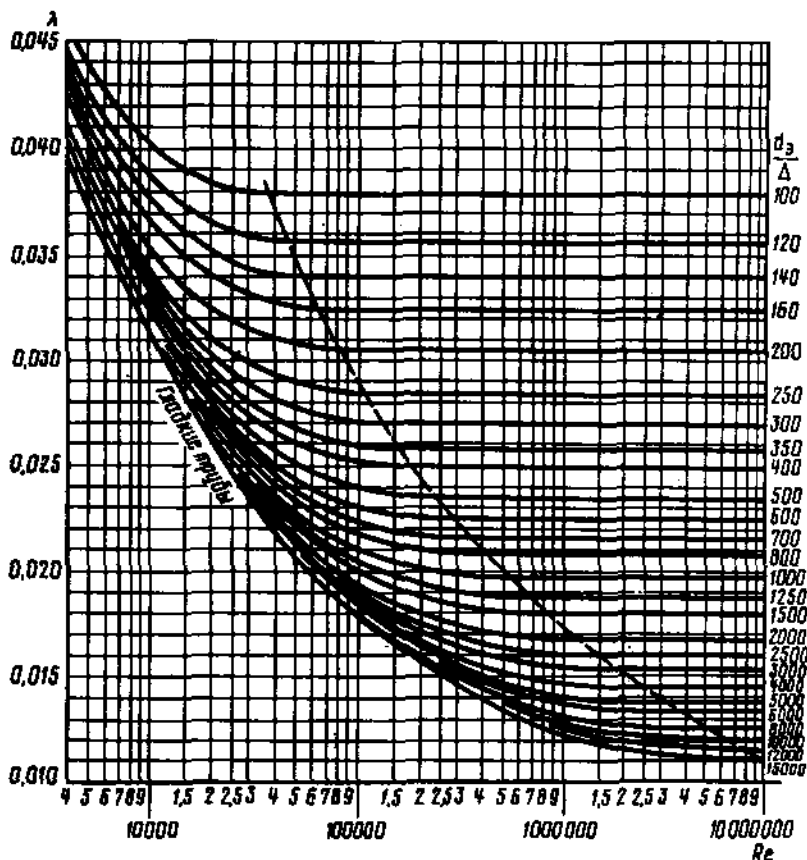


Рис. 4.22. Зависимость коэффициента гидравлического сопротивления λ от критерия Re и степени шероховатости d_s/Δ (стальные трубы)

Задача 4.3. Определить время опорожнения бака диаметром $D = 1,2$ м, высотой $h_c = 2,6$ м, если он заполнен водой на высоту $2,2$ м. Истечение жидкости происходит через отверстие $d_0 = 0,08$ м.

Для расчета τ (в с) воспользуемся формулой

$$\tau = \frac{2F\sqrt{F_c}}{\alpha F_0 \sqrt{2g}},$$

где F — площадь поперечного сечения бака, m^2 ; $F = 0,785D^2$; h_c — первоначальная высота уровня жидкости в баке, м; α — коэффициент расхода; $\alpha = 0,61$; F_0 — площадь поперечного отверстия, m^2 ; $F_0 = 0,785d_0^2$.

$$\tau = \frac{2 \cdot 0,785 \cdot 1,2^2 \sqrt{2,6}}{0,61 \cdot 0,785 \cdot 0,08^2 \sqrt{2 \cdot 9,87}} = 268,4 \text{ с.}$$

Глава 5

НАСОСЫ

5.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Жидкости в трубопроводах и аппаратах перемещаются под действием разности давлений, например, в начале и в конце трубопровода. Для перемещения жидкости с низшего уровня на высший используют насосы, которые сообщают жидкости потенциальную энергию давления.

Н а с о с — это гидравлическая машина, которая преобразует механическую энергию электродвигателя в энергию перемещаемой жидкости.

5.2. КЛАССИФИКАЦИЯ НАСОСОВ

По принципу действия различают насосы объемные, лопастные (центробежные), вихревые и осевые.

Работа объемных насосов основана на вытеснении жидкости из замкнутого пространства вращающимися телами или движущимися возвратно-поступательно. К объемным относятся поршневые, ротационные, винтовые, шестеренные и пластинчатые насосы. В центробежных насосах давление создается центробежной силой, возникающей при вращении лопастных колес в корпусе насоса.

В вихревых насосах жидкость перекачивается за счет энергии вихрей, образующейся при интенсивном возникновении и разрушении вихрей во время вращения рабочих колес.

Кроме перечисленных типов насосов для перекачивания жидкостей применяют струйные насосы, а также газолифты и монтажу, в которых используется давление газа, пара или воды.

5.3. ОСНОВНЫЕ ПАРАМЕТРЫ НАСОСОВ

Основные параметры насосов — подача, напор и потребляемая мощность.

Подача (производительность) V (в м³/с) — это объемный расход жидкости, подаваемой насосом в нагнетательный трубопровод.

Напор насоса H (в м) — удельная энергия, сообщаемая насосом единице массы перекачиваемой жидкости.

Полезная мощность $N_{\text{п}}$ (в Вт) — затрачиваемая на создание в жидкости потенциальной энергии давления и равна произведению массового расхода жидкости ρgV на напор H :

$$N_{\text{п}} = \rho g V H.$$

Чтобы определить мощность на валу насоса N_e , следует полезную мощность разделить на КПД насоса $\eta_{\text{н}}$, который характеризует потери энергии в насосе:

$$N_e = N_{\text{п}} / \eta_{\text{н}} = \rho g V H / \eta_{\text{н}}.$$

Потери энергии в насосе зависят от совершенства конструкции, экономичности эксплуатации и изношенности насоса:

$$\eta_{\text{н}} = \eta_{\text{в}} \eta_{\text{г}} \eta_{\text{мех}},$$

где $\eta_{\text{в}}$ — коэффициент подачи; учитывает потери производительности при утечках жидкости через клапаны, сальники, зазоры и представляет собой отношение действительной подачи V к теоретической $V_{\text{т}}$, определяемой по соответствующим формулам; $\eta_{\text{г}}$ — гидравлический КПД; представляет собой отношение действительного напора насоса к теоретическому; $\eta_{\text{мех}}$ — механический КПД; характеризует потери мощности на механическое трение в подшипниках, сальниках и других элементах насоса.

КПД насоса $\eta_{\text{н}}$ в среднем составляет для поршневых 0,8...0,9, для центробежных 0,7...0,95.

Полный КПД насосной установки

$$\eta = N_{\text{п}} / N_{\text{дв}} = \eta_{\text{н}} \eta_{\text{пер}} \eta_{\text{дв}},$$

где $N_{\text{дв}}$ — мощность, потребляемая двигателем; $\eta_{\text{пер}}$ — КПД передачи; $\eta_{\text{дв}}$ — КПД двигателя.

Установочную мощность двигателя $N_{\text{уст}}$ определяют по значению $N_{\text{дв}}$ с учетом перегрузок в момент пуска насоса.

$$N_{\text{уст}} = \beta N_{\text{дв}},$$

где β — коэффициент запаса мощности, который в зависимости от мощности электродвигателя принимает значения от 2 до 1,1, причем с увеличением мощности электродвигателя β снижается.

5.4. СХЕМА НАСОСНОЙ УСТАНОВКИ

Насосная установка (рис. 5.1) состоит из насоса 1, нижнего 2 и напорного 3 резервуаров, манометра M , вакуумметра B , всасывающего 4 и напорного 5 трубопроводов.

Чтобы определить **напор насоса**, запишем уравнение Бернулли для сечений 1—1 и 0—0 для режима всасывания. За плоскость сравнения примем уровень жидкости в нижнем резервуаре

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = H_{\text{вс}} + \frac{v_{\text{вс}}^2}{2g} + \frac{p_{\text{вс}}}{\rho g} + h_{\text{п.вс}}, \quad (5.1)$$

где p_1 — давление в нижнем резервуаре; v_1 — скорость жидкости в нижнем резервуаре в сечении 1—1; $H_{\text{вс}}$ — высота всасывания; $v_{\text{вс}}$ — скорость жидкости во всасывающем трубопроводе; $p_{\text{вс}}$ — давление на всасывании насоса; $h_{\text{п.вс}}$ — потери во всасывающем трубопроводе.

Для режима нагнетания уравнение Бернулли, составленное для сечений 0—0 и 2—2 (за плоскость сравнения примем плоскость, проходящую через ось насоса 0—0), запишется в виде

$$\frac{p_n}{\rho g} + \frac{v_n^2}{2g} = H_n + \frac{v_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + h_{\text{п.н}}, \quad (5.2)$$

где p_n — давление нагнетания; v_n — скорость в нагнетательном трубопроводе; H_n — высота нагнетания; v_2 — скорость жидкости в верхнем резервуаре в сечении 2—2; p_2 — давление в нагнетательном резервуаре; $h_{\text{п.н}}$ — потери в нагнетательном трубопроводе.

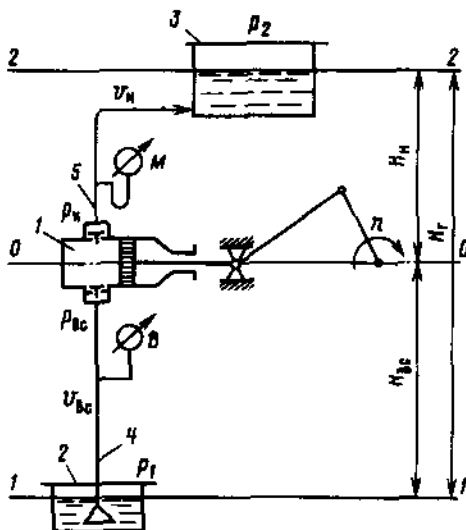


Рис. 5.1. Схема насосной установки

Если сравнить скорости в нижнем резервуаре v_1 и в напорном v_2 со скоростью во всасывающем трубопроводе $v_{вс}$ и нагнетательном v_n , то окажется, что они пренебрежимо малы. Поэтому примем, что $v_1 = 0$ и $v_2 = 0$.

С учетом уравнений (5.1) и (5.2) напор насоса

$$H = \frac{p_n - p_{вс}}{\rho g} = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{v_{вс}^2 + v_n^2}{2g} + H_{вс} + H_n + h_{п.вс} + h_{п.н}.$$

Это выражение можно упростить, имея в виду, что диаметры нагнетательного и всасывающего трубопроводов, как правило, равны. Тогда $v_{вс} = v_n$. Геометрическая высота подачи жидкости $H_r = H_{вс} + H_n$ (см. рис. 5.1).

Тогда

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_r + h_n, \quad (5.3)$$

где $h_n = h_{п.вс} + h_{п.н}$ — общие потери напора.

Если давление в напорном и нижнем резервуарах одинаково ($p_2 = p_1$), то

$$H = H_r + h_n. \quad (5.4)$$

Согласно уравнению (5.3) напор насоса затрачивается на подъем жидкости на геометрическую высоту H_r , преодоление разности давлений в резервуарах 2 и 3 и гидравлических сопротивлений во всасывающем и напорном резервуарах.

При перекачивании жидкости по горизонтальному трубопроводу ($H_r = 0$) напор насоса целиком затрачивается на преодоление сопротивлений:

$$H = h_n. \quad (5.5)$$

Напор работающего насоса можно определить по показаниям вакуумметра H_v и манометра H_m в метрах водяного столба:

$$H = H_m + H_v + h,$$

где h — расстояние между вакуумметром и манометром.

Высота всасывания из уравнения 5.1:

$$H_{вс} = \frac{p_1 - p_{вс}}{\rho g} - \frac{v_{вс}}{2g} - h_{п.вс}. \quad (5.6)$$

Имея в виду, что по сравнению с $v_{вс}$ скорость v_1 мала, можно принять, что $v_1 \approx 0$.

Как видно из уравнения (5.6), высота всасывания увеличивается с уменьшением $p_{вс}$. Чтобы жидкость в насосе не закипела, значение $p_{вс}$ должно быть больше давления насыщенного водяного пара p_t при температуре перекачиваемой жидкости, т. е. $p_{вс} > p_t$.

Таким образом, предельная высота всасывания

$$H_{вс} \leq \frac{p_{ат} - p_t}{\rho g} - \frac{v_{вс}^2}{2g} - h_{п.вс},$$

где $p_{ат}$ — атмосферное давление; $p_{ат} = p_1$.

В противном случае жидкость в насосе может закипеть, что сопровождается интенсивным парообразованием. Когда пузырьки пара вместе с жидкостью попадают в область повышенного давления, они конденсируются, а жидкость мгновенно заполняет полости, в которых находится пар. Это явление сопровождается шумом, гидравлическими ударами и называется к а в и т а ц и е й. При кавитации снижаются производительность и напор насоса, а гидравлические удары и коррозия приводят к быстрым поломкам насоса.

5.5. ПОРШНЕВЫЕ НАСОСЫ

Поршневые насосы работают по принципу вытеснения жидкости из цилиндров движущимся возвратно-поступательным плунжером или поршнем (рис. 5.2).

При движении поршня вправо в левой части цилиндра создается разрежение, в результате чего открывается всасывающий клапан, и жидкость по всасывающему трубопроводу поступает в цилиндр. При ходе поршня влево в цилиндре создается повышенное давление, при этом всасывающий клапан закрывается, нагнетательный открывается, а жидкость вытесняется поршнем из цилиндра в нагнетательный трубопровод.

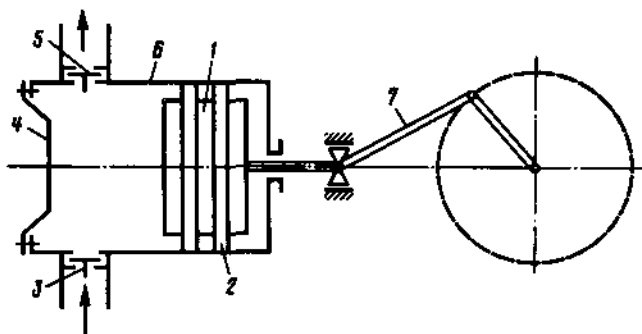


Рис. 5.2. Схема горизонтального поршневого насоса однократного действия: 1 — поршень; 2 — уплотнительные кольца; 3 — всасывающий клапан; 4 — крышка цилиндра; 5 — нагнетательный клапан; 6 — цилиндр; 7 — кривошипно-шатунный механизм

Поршень приводится в движение кривошипно-шатунным механизмом. Поршень уплотняется в цилиндре уплотнительными кольцами. По роду привода поршневые насосы делятся на прямодействующие и приводные.

Прямодействующие насосы приводятся в действие от паровой машины, поршень которой находится на одном штоке с поршнем насоса.

Приводные насосы приводятся в действие электродвигателем. По частоте вращения кривошипа различают тихоходные ($n = 45 \dots 60 \text{ мин}^{-1}$), нормальные ($n = 60 \dots 120 \text{ мин}^{-1}$) и быстроходные ($n = 120 \dots 180 \text{ мин}^{-1}$) насосы.

Поршневые насосы могут быть вертикальными и горизонтальными.

Насосы высокого давления обеспечивают давление на выходе до 100 МПа, а насосы большой производительности — подачу свыше 60 м³/ч.

Для поршневых насосов характерна периодичность циклов всасывания и нагнетания, что приводит к неравномерности подачи жидкости. С целью снижения неравномерности подачи применяют насосы многократного действия.

В насосе двойного действия (рис. 5.3) два всасывающих клапана и два нагнетательных. При полном обороте кривошипа происходит нагнетание из левой и правой полостей цилиндра поочередно, как и всасывание. При движении плунжера вправо открывается левый всасывающий клапан и жидкость поступает в левую часть цилиндра. Одновременно открывается правый нагнетательный клапан и жид-

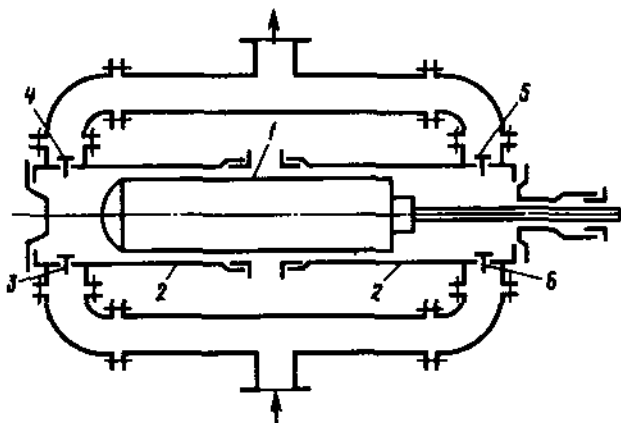
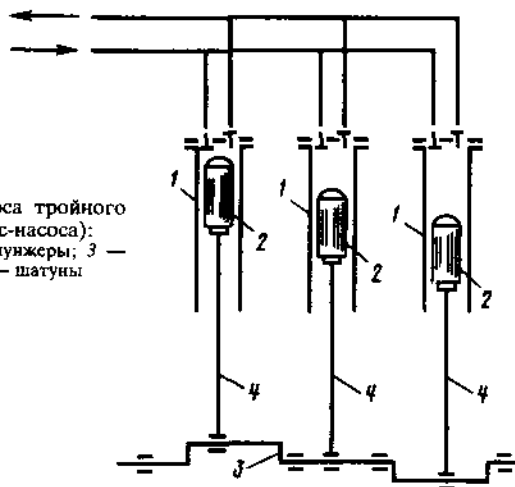


Рис. 5.3. Схема насоса двойного действия:
1 — плунжер; 2 — цилиндры; 3, 6 — всасывающие клапаны; 4, 5 — нагнетательные клапаны

Рис. 5.4. Схема насоса тройного действия (триплекс-насоса):
 1 — цилиндры; 2 — плунжеры; 3 —
 коленчатый вал; 4 — шатуны



кость из правой части цилиндра нагнетается в трубопровод. При обратном движении плунжера открываются правый всасывающий клапан и левый нагнетательный.

Плунжер не имеет уплотнительных колец и отличается от поршня большим отношением длины к диаметру.

Подача насосов двойного действия примерно вдвое больше подачи насоса однократного действия тех же размеров. При этом и равномерность подачи выше.

Наиболее равномерную подачу обеспечивают насосы тройного действия, которые представляют собой строенные насосы простого действия, кривошипы которых расположены под углом 120° один относительно другого (рис. 5.4). За один оборот кривошипа трижды происходит нагнетание и трижды всасывание. Подача поршневого насоса за один ход поршня теоретически определяется объемом, описываемым поршнем в единицу времени.

Если объем жидкости (в м^3), вытесняемый поршнем, $V = fS$, то средняя теоретическая подача насоса ($\text{м}^3/\text{ч}$) однократного действия

$$V_T = 60fSn,$$

где f — площадь поперечного сечения цилиндра; S — длина хода поршня, т. е. расстояние, проходимое поршнем от левой мертвой точки до правой.

В насосе двойного действия за один оборот кривошипа два раза происходит всасывание и два раза нагнетание. Причем при ходе поршня вправо в левую часть цилиндра поступает объем жидкости, равный fS , а из правой нагнетается объем жидкости $(f - f_{\text{шт}})S$ (здесь $f_{\text{шт}}$ — площадь поперечного сечения штока).

Теоретическая подача насоса

$$V_{\tau} = fSn + (f - f_{\text{утт}})Sn = 2(f - f_{\text{утт}})Sn.$$

Учитывая, что площадь поперечного сечения штока $f_{\text{утт}} \ll f$, получим часовую теоретическую подачу

$$V_{\tau} = 60 \cdot 2fSn. \quad (5.7)$$

Действительная подача насоса

$$V_{\text{д}} = V_{\tau} \eta_v,$$

где η_v — КПД, учитывающий утечки жидкости в клапанах, сальниках и трубопроводах; $\eta_v = 0,85 \dots 0,99$.

Для насосов многократного действия действительная подача (в $\text{м}^3/\text{ч}$)

$$V_{\text{д}} = i \cdot 60 \eta_v fSn, \quad (5.8)$$

где i — кратность действия.

Эта формула определяет среднюю подачу насоса, однако в течение одного хода поршня подача изменяется неравномерно. Чтобы определить подачу в любой момент времени, нужно знать закон движения поршня.

Перемещение поршня x можно выразить в зависимости от угла поворота кривошипа α (рис. 5.5).

В левом крайнем положении поршня ползун находится в точке O . При движении поршня вправо ползун переместится в некоторую точку E . При этом кривошип пройдет расстояние, определяемое углом поворота кривошипа α , и будет находиться в точке A .

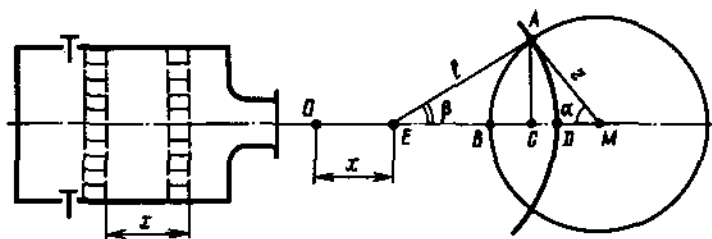


Рис. 5.5. К выводу закона движения поршня

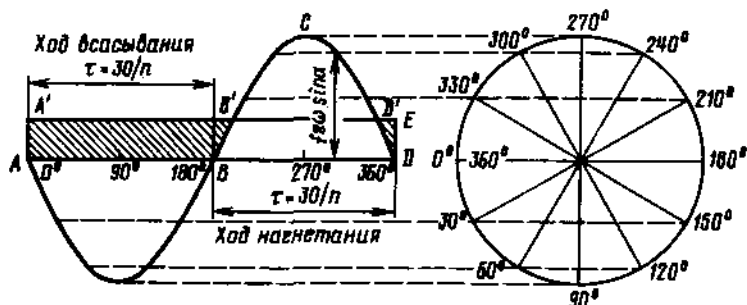


Рис. 5.6. Диаграмма подачи насоса однократного действия

Выполним следующие построения: из точки E радиусом l , равным длине шатуна, опишем дугу AD и опустим из точки A перпендикуляр AC на горизонталь.

Тогда расстояние, пройденное поршнем, $x = BD = BC + CD$. Но $BC = MB - MC = r - r \cos \alpha = r(1 - \cos \alpha)$, $CD = ED - EC = l - l \cos \beta = (1 - \cos \beta)l$. Здесь r — длина кривошипа. Тогда $x = r(1 - \cos \alpha) + l(1 - \cos \beta)$.

Но $\cos \beta$ близок к единице, так как $l \gg r$ и угол $\beta \rightarrow 0$.

Тогда $x = r(1 - \cos \alpha)$.

Отсюда скорость движения поршня

$$C_{\text{п}} = \frac{dx}{dt} = r \sin \alpha \frac{d\alpha}{dt} = \omega r \sin \alpha,$$

где ω — угловая скорость вращения кривошипа.

Таким образом, мгновенная подача изменяется по синусоидальному закону

$$V = f C_{\text{п}} = f \omega r \sin \alpha$$

и

$$dV = f \omega r \sin \alpha d\alpha, \text{ но } \omega = \frac{d\alpha}{dt},$$

тогда $dV = f r \sin \alpha d\alpha$.

Отложим по оси абсцисс угол поворота кривошипа α , а по оси ординат — мгновенную подачу (рис. 5.6).

Площадь, ограниченная синусоидой, пропорциональна объему жидкости, нагнетаемой насосом за один ход поршня, т. е. при прохождении кривошипом пути по окружности от π до 2π (см. рис. 5.6):

$$V = \int_{\pi}^{2\pi} dV = f r \int_{\pi}^{2\pi} \sin \alpha d\alpha = 2fr = fS. \quad (5.9)$$

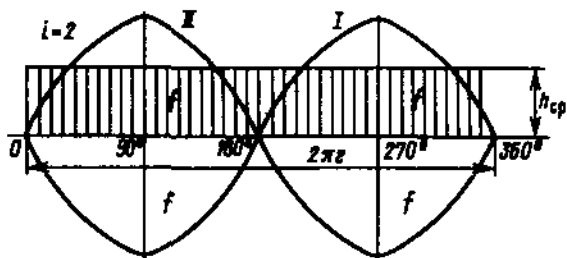


Рис. 5.7. Диаграмма подачи насоса двукратного действия

На рис. 5.6 показаны углы поворота кривошипа от π до 2π , пропорциональные отложенным по оси абсцисс отрезкам времени. За первую половину оборота вала, который соответствует ходу всасывания, насос простого действия не нагнетает жидкости и на участке оси абсцисс от 0 до π линия подачи совпадает с абсциссой (линия AB). График подачи насоса однократного действия за полный оборот кривошипа или за два хода поршня, таким образом, изобразится линией $ABCD$.

Максимальная подача имеет место при угле поворота кривошипа, равном $\alpha = 90^\circ$. Неравномерность подачи насоса характеризуется отношением $\psi = v_{\max}/v_{\text{cp}}$.

Для насоса простого действия коэффициент неравномерности подачи равен $\psi_I = \pi$, для насоса двукратного действия $\psi_{II} = \pi/2 = 1,57$ и для трехкратного — $\psi_{III} = 1,047$.

Диаграмма подачи насоса двукратного действия представляет собой две перевернутые одна относительно другой синусоиды (рис. 5.7), а трехкратного — три синусоиды, смещенные на 120° (рис. 5.8).

Результирующая кривая подачи получается сложением ординат кривых I , II и III , когда они накладываются одна на другую, т. е. в периоды совместной работы нагнетания насосов простого действия.

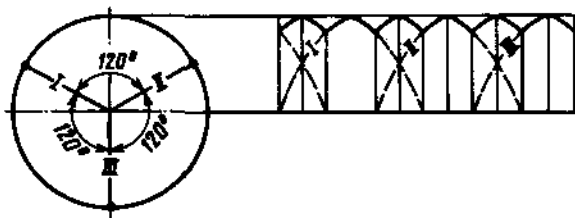


Рис. 5.8. Диаграмма подачи насоса трехкратного действия

Как видно из графика (см. рис. 5.8), подача насоса тройного действия близка к равномерной.

Для уменьшения неравномерности подачи насосов однократного действия на нагнетательном и всасывающем трубопроводах непосредственно у насоса устанавливают воздушные колпаки. Воздушный колпак представляет собой буферную емкость, в которой примерно 50% объема занимает воздух. При всасывании, когда в колпак поступает количество жидкости, превышающее среднее, воздух в колпаке сжимается и избыток жидкости, аккумулированной в колпаке, вытесняется из него, когда подача становится ниже средней. Колебания давления воздуха в колпаке незначительны, и движение жидкости во всасывающем и нагнетательном трубопроводах близко к равномерному.

Подача поршневого насоса не зависит от напора и является постоянной величиной.

Для расчета мощности и определения неполадок в работе насоса пользуются индикаторной диаграммой, которая показывает зависимость абсолютного давления в цилиндре насоса от длины хода поршня или объема, описываемого поршнем. Вычерчивается индикаторная диаграмма индикатором, который устанавливают на цилиндре насоса.

Линия ab на рис. 5.9 соответствует процессу всасывания. Давление в насосе при этом меньше атмосферного и равняется p_a . Точка b соответствует правому крайнему положению поршня. В этом положении поршня всасывающий клапан закрывается. Поршень начинает двигаться вправо. При этом давление в цилиндре резко возрастает до величины p_n (линия bc). Под действием разности давлений $p_n - p_a$ открывается нагнетательный клапан и жидкость нагнетается в трубопровод (линия cd). Колебания давления в точках a и c вызваны инерцией клапанов в моменты их открытия.

Индикаторная диаграмма позволяет определить индикаторную мощность насоса, равную в некотором масштабе площади диаграммы.

Зная индикаторную мощность, можно определить полезную мощность

$$N_n = \eta_{\text{инд}} N_{\text{инд}},$$

где $\eta_{\text{инд}}$ — индикаторный КПД.

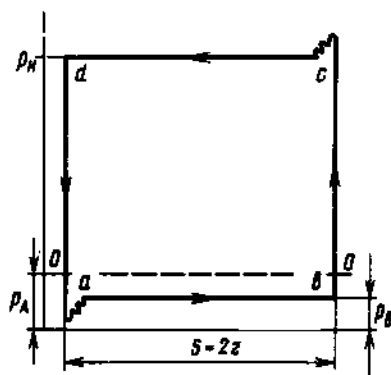


Рис. 5.9. Индикаторная диаграмма

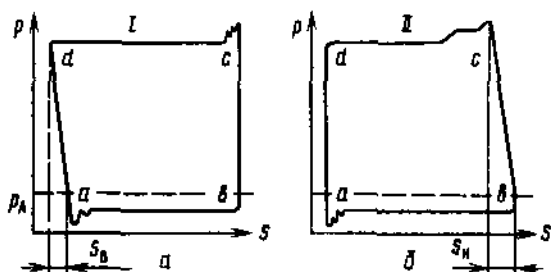


Рис. 5.10. Некоторые дефекты в работе насоса:
 а — залипание клапанов; б — запаздывание закрытия всасывающего клапана

С помощью рис. 5.10 иллюстрируется метод определения некоторых дефектов в работе поршневого насоса с помощью индикаторной диаграммы. Так, диаграмма, показанная на рис. 5.10, а, характерна для насоса, при работе которого наблюдается запаздывание закрытия нагнетательного клапана, а диаграмма на рис. 5.10, б получается при запаздывании закрытия всасывающего клапана. Изменения в характере индикаторных диаграмм могут быть вызваны и другими неполадками в работе насоса. Так, попадание воздуха в цилиндр приводит к отклонению линии всасывания на диаграмме от горизонтали и пульсациям.

Поршневые насосы применяются при небольшой подаче и напоре от 5 до 100 МПа для перекачивания высоковязких и огнеопасных жидкостей, а также для дозирования жидкостей.

Недостатками поршневых насосов являются относительно небольшая подача, неравномерность подачи, наличие кривошипно-шатунного механизма, изнашивание клапанов при перекачивании жидкостей с абразивными веществами, необходимость в мощных фундаментах.

5.6. ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ НАСОСЫ

Принцип действия. Работа центробежных насосов основана на преобразовании кинетической энергии потока в потенциальную энергию давления. В таких насосах всасывание и нагнетание жидкости происходят под действием центробежной силы, возникающей при вращении рабочего колеса с лопатками в спиралевидном корпусе насоса. Лопатки образуют каналы для прохода жидкости.

Жидкость из всасывающего трубопровода направляется вдоль оси рабочего колеса в корпус насоса (рис. 5.11). Рабочее колесо сообщает жидкости вращательное движение. Под действием центробежной силы жидкость поступает в канал переменного сечения

между корпусом насоса и рабочим колесом. В этом канале скорость жидкости падает до значения, равного скорости в нагнетательном трубопроводе. В результате понижения давления на входе в рабочее колесо жидкость непрерывно поступает в насос. Перед пуском центробежный насос заливают перекачиваемой жидкостью для создания необходимого разрежения в насосе. Чтобы жидкость не сливалась из насоса при заливке, на всасывающем трубопроводе, погруженном в жидкость, устанавливают обратный клапан.

Различают одноступенчатые и многоступенчатые центробежные насосы (рис. 5.12).

Напор одноступенчатого насоса не превышает 50 м вод. ст. Поэтому для создания более высокого напора располагают на одном валу последовательно несколько рабочих колес в одном корпусе. Напор многоступенчатого насоса пропорционален количеству колес. Обычно число рабочих колес не превышает пяти.

Основное уравнение центробежного насоса (уравнение Эйлера).

Как известно, изменение количества движения определенной массы жидкости в единицу времени относительно оси вращения равно

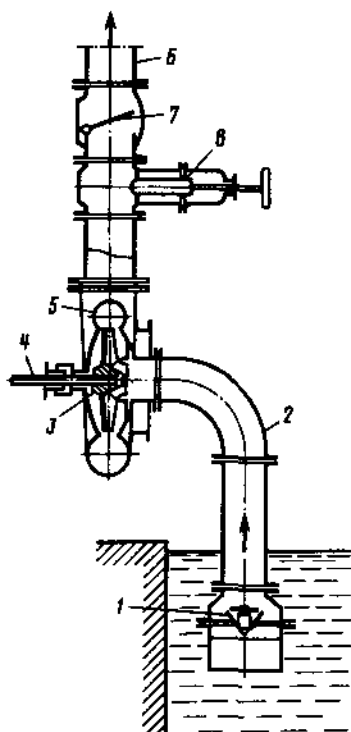


Рис. 5.11. Схема центробежного насоса:
1 — приемный клапан; 2 — всасывающий трубопровод; 3 — рабочее колесо; 4 — вал; 5 — корпус; 6 — нагнетательный трубопровод; 7 — обратный клапан; 8 — задвижка

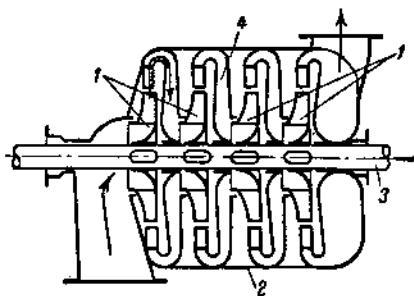


Рис. 5.12. Схема многоступенчатого центробежного насоса:
1 — рабочее колесо; 2 — корпус; 3 — вал; 4 — отводной канал

сумме моментов всех внешних сил относительно той же оси, т. е. крутящему моменту.

Абсолютные скорости движения жидкости на входе в колесо C_1 и на выходе C_2 являются геометрической суммой относительной скорости соответственно w'_1 и w'_2 и окружной u_1 и u_2 (рис. 5.13).

Для элементарной струйки, движущейся вдоль лопаток колеса, на входе в колесо

$$\Delta m C_1 = \rho \Delta V C_1 \Delta \tau,$$

а на выходе из колеса

$$\Delta m C_2 = \rho \Delta V C_2 \Delta \tau,$$

где ρ — плотность жидкости; ΔV — объем струйки жидкости.

Соответственно моменты количества движения для сечений 2—2 и 1—1:

$$M_2 = \rho \Delta V C_2 \Delta \tau r_2 \cos \alpha_2;$$

$$M_1 = \rho \Delta V C_1 \Delta \tau r_1 \cos \alpha_1,$$

где r_1 и r_2 — внутренний и внешний радиусы рабочего колеса; α_1 и α_2 — углы между абсолютной и окружной скоростями на входе жидкости в рабочее колесо и на выходе из него.

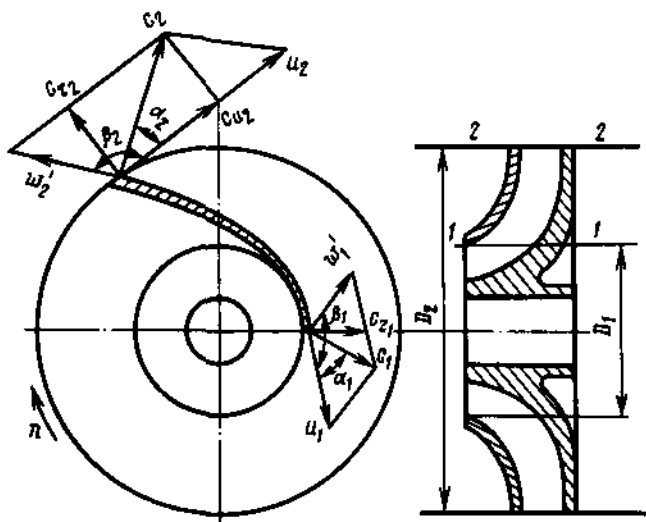


Рис. 5.13. К выводу основного уравнения центробежных насосов

Момент количества движения увеличивается за счет подвода энергии от электродвигателя.

Приращение момента количества движения за $\Delta t = 1$:
для струйки жидкости

$$\Delta M = M_2 - M_1 = \rho \Delta V (C_2 r_2 \cos \alpha_2 - C_1 r_1 \cos \alpha_1);$$

для всей массы жидкости

$$\sum \Delta M = \sum \rho \Delta V (C_2 r_2 \cos \alpha_2 - C_1 r_1 \cos \alpha_1). \quad (5.10)$$

Для идеального потока вся энергия движения расходуется на увеличение момента количества движения. Внешний крутящий момент

$$M = N/\omega = (\rho g V H_T)/\omega. \quad (5.11)$$

Учитывая, что окружные скорости $u_1 = r_1 \omega$ и $u_2 = r_2 \omega$, приравняв выражения (5.10) и (5.11) и решив уравнение (5.11) относительно H_T , получим уравнение Эйлера для центробежного насоса

$$H_T = \frac{1}{g} (C_2 u_2 \cos \alpha_2 - C_1 u_1 \cos \alpha_1). \quad (5.12)$$

Исходя из условий безударного входа жидкости в колесо и выхода из него, принимают $\alpha_1 = 90^\circ$ и $\alpha_2 = 10 \dots 15^\circ$, тогда уравнение (5.12) принимает вид

$$H_T = \frac{1}{g} u_2 C_2 \cos \alpha_2. \quad (5.13)$$

Из параллелограмма скоростей (см. рис. 5.13)

$$C_2 \cos \alpha_2 = C_{u2}.$$

Тогда при $\alpha_1 = 90^\circ$

$$H_T = \frac{1}{g} u_2 C_{u2}. \quad (5.14)$$

Уравнение (5.14) получено для бесконечного количества лопаток рабочего колеса. Поэтому в уравнении (5.14) вводится коэффициент ϵ , учитывающий конечное количество лопаток, равный $\epsilon = 0,6 \dots 0,8$.

Действительный напор всегда меньше теоретического, так как часть энергии затрачивается на преодоление гидравлического

сопротивления в насосе:

$$H = \frac{1}{g} \varepsilon \eta_r u_2^2 C_{u2} \quad (5.15)$$

где η_r — гидравлический КПД насоса, равный 0,8...0,95.

Напор насоса в значительной степени зависит от формы лопаток, определяемой углом β_2 между векторами окружной и относительной скоростей (см. рис. 5.13).

Из параллелограмма скоростей

$$C_{u2} = u_2 - C_{r2} \operatorname{ctg} (180^\circ - \beta_2) = u_2 + C_{r2} \operatorname{ctg} \beta_2.$$

Тогда

$$H = \frac{1}{g} \varepsilon \eta_r (u_2^2 + u_2 C_{r2} \operatorname{ctg} \beta_2). \quad (5.16)$$

При $\beta_2 < 90^\circ$ (лопатки загнуты в направлении вращения рабочего колеса) $C_{r2} \operatorname{ctg} \beta_2 > 0$ и $H > \frac{1}{g} \varepsilon \eta_r u_2^2$.

При $\beta_2 > 90^\circ$ (лопатки загнуты против направления вращения рабочего колеса) $C_{r2} \operatorname{ctg} \beta_2 < 0$ и $H < \frac{1}{g} \varepsilon \eta_r u_2^2$.

При радиальных лопатках $\beta_2 = 90^\circ$, $C_{r2} \operatorname{ctg} \beta_2 = 0$ и $H = \frac{1}{g} \varepsilon \eta_r u_2^2$.

Следовательно, наибольший напор имеет место, если лопатки загнуты в направлении вращения рабочего колеса (рис. 5.14).

Чтобы гидравлические потери в колесе были наименьшими, колесо конструируют так, чтобы $\beta_2 = 140 \dots 164^\circ$, $\beta_1 = 153 \dots 166^\circ$.

Подача центробежного насоса в значительной степени определяется площадью свободного сечения каналов рабочего колеса (см. рис. 5.13).

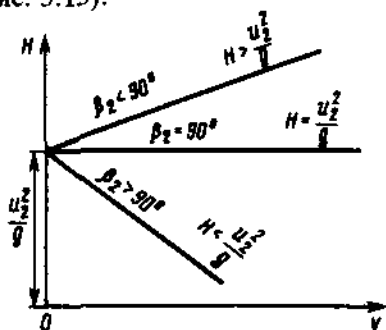


Рис. 5.14. Влияние угла β_2 на напор центробежного насоса

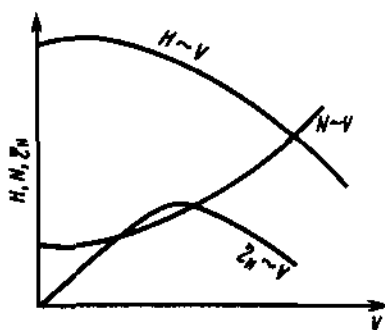


Рис. 5.15. Частная характеристика центробежного насоса

Теоретическая подача

$$V_{\tau} = F_2 C_{r2} = (\pi D_2 - z\delta) b C_2 \sin \alpha_2, \quad (5.17)$$

где F_2 — площадь свободного сечения каналов по внешней окружности рабочего колеса; C_{r2} — радиальная составляющая абсолютной скорости жидкости на выходе из рабочего колеса; D_2 — наружный диаметр колеса; z — число лопаток; δ — толщина лопатки; b — ширина колеса.

Действительная подача насоса

$$V = \eta_v V_{\tau},$$

где η_v — объемный КПД насоса.

Характеристики центробежных насосов. Для анализа работы насосов используют частную и универсальную характеристики.

Ч а с т н а я х а р а к т е р и с т и к а представляет собой зависимости напора H , потребляемой мощности N и КПД насоса η_n от его подачи V при постоянной частоте вращения ($n = \text{const}$).

Чтобы установить зависимость напора насоса от его подачи, выразим радиальную составляющую скорости C_{r2} согласно уравнению (5.17) через подачу

$$C_{r2} = V / (\eta_v F_2)$$

и подставим в выражение (5.16). Тогда

$$H = \eta_r \left(\frac{u_2^2}{g} + \frac{u_2 \text{ctg} \beta_2}{g \eta_v F_2} V \right). \quad (5.18)$$

Для данного насоса u_2 , β_2 , η_v и F_2 — величины постоянные, и зависимость H от V в соответствии с уравнением (5.18) описывается уравнением прямой

$$H = \eta_r (A + BV),$$

где A и B — постоянные коэффициенты.

В действительности на основании опытных данных при $n = \text{const}$ зависимость H от V имеет вид кривой (рис. 5.15). Из рис. 5.15 следует, что с увеличением подачи напор насоса уменьшается, потребляемая мощность увеличивается, а КПД проходит через максимум. Как известно, КПД насоса равен отношению полезной мощности ($N_n = \rho g V H$) к мощности на валу насоса. Полезная мощность затрачивается на сообщение жидкости энергии. При $V=0$ и $V=V_{\text{макс}}$

полезная мощность равна нулю, так как в этом случае $H=0$. При этих же значениях подачи КПД насоса также равен нулю. Наименьшую мощность насос потребляет при закрытой задвижке на нагнетательном трубопроводе ($V=0$).

Наиболее эффективной является эксплуатация насоса в диапазоне H и V , соответствующем максимуму на кривой в координатах $\eta_n - V$ при данной частоте вращения.

Универсальная характеристика содержит сведения о пределах работы насоса, соответствующих максимальному значению КПД, и позволяет выбрать оптимальный режим работы насоса. Универсальную характеристику снимают при различных значениях частоты вращения рабочего колеса насоса. При этом получают ряд зависимостей $H - V$. На каждой кривой $H - V$ выделяют точки, соответствующие постоянному значению КПД ($\eta_n', \eta_n'', \eta_n''', \dots$), которые соединяют между собой кривой. Линия $m - m$ соответствует максимальным значениям КПД (рис. 5.16).

Работа насоса на сеть. Характеристика сети выражает зависимость между расходом перекачиваемой жидкости и напором. Напор определяется как сумма геометрической высоты подачи и потерь напора. Согласно уравнению Дарси — Вейсбаха легко установить, что $h_n = kV^2$. Тогда характеристика описывается уравнением параболы $H = H_r + kV^2$.

Характеристики насоса и сети показаны на рис. 5.17. Точка A пересечения этих характеристик называется рабочей точкой. Она определяет наибольшую производительность насоса при работе на

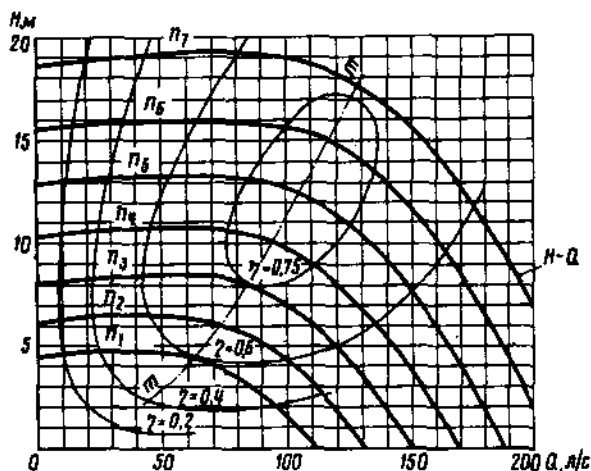


Рис. 5.16. Универсальная характеристика центробежного насоса при различных значениях частоты вращения n

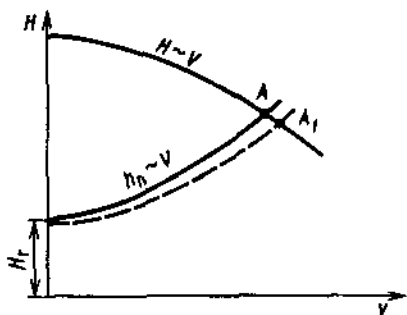


Рис. 5.17. Работа насоса на сеть

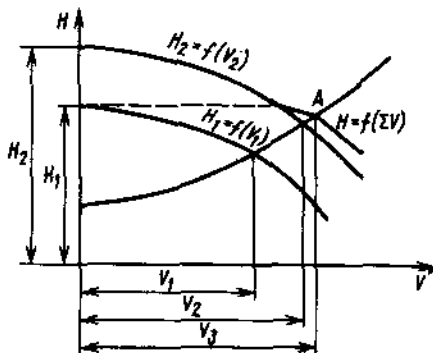


Рис. 5.18. Совместная работа двух насосов, включенных параллельно

данную сеть. Если требуется большая производительность, то следует увеличить частоту вращения двигателя или уменьшить потери напора в сети, а также геометрическую высоту подачи. При уменьшении потерь напора в сети рабочая точка перемещается вправо (A_1).

Если эти три способа увеличения производительности не могут быть использованы, то следует заменить насос более мощным.

Совместная работа насосов. Увеличение подачи насосов достигается при параллельном включении их на сеть. Суммарную характеристику насосов получают сложением абсцисс характеристик каждого из насосов.

Суммарная характеристика насосов 1 и 2 показана на рис. 5.18. Каждый из насосов в отдельности обеспечивает производительность V_1 и V_2 . Суммарная производительность при параллельном включении будет равна V_3 (рабочая точка A), однако она будет всегда меньше отдельных производительностей насосов. Выигрыш в производительности при этом зависит от формы характеристики сети. Если характеристика сети пологая, то суммарная производительность возрастает. Увеличение напора в этом случае незначительно.

Для увеличения напора насосы включают последовательно. При этом суммарная ха-

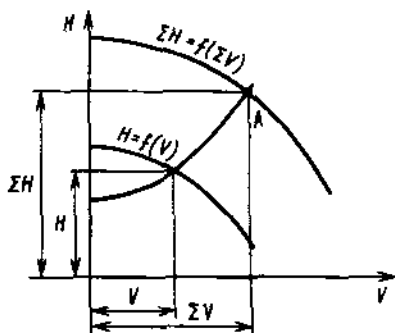


Рис. 5.19. Совместная работа двух насосов, включенных последовательно

рактика получается путем сложения ординат характеристик отдельных насосов. Точка пересечения этой характеристики с характеристикой сети (рис. 5.19) определяет суммарный напор и производительность. При крутой характеристике сети достигается значительное увеличение напора.

Регулирование работы центробежных насосов. Задача регулирования заключается в изменении подачи насоса. Это достигается изменением либо характеристики сети, либо характеристики насоса.

Характеристику сети изменяют, открывая или закрывая задвижку на нагнетательном трубопроводе. Регулирование подачи на всасывающем трубопроводе приводит к срыву в работе насоса.

Характеристики насоса можно изменить увеличением или уменьшением частоты вращения рабочего колеса или изменением угла поворота лопастей, т. е. углов β_1 и β_2 . Последний способ регулирования подачи применяют в насосах большой производительности.

Законы пропорциональности. Напор и подача центробежных насосов зависят от частоты вращения рабочего колеса насоса. Напор насоса пропорционален, как следует из уравнения (5.15), квадрату окружной скорости $H \sim C_2 u_2^2$. Если при n_1 напор составляет H_1 , а при n_2 — H_2 , то

$$\frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{u_2'}{u_2''} \right)^2 = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^2. \quad (5.19)$$

Из уравнения (5.17) следует, что подача насоса пропорциональна радиальной составляющей абсолютной скорости жидкости на выходе из колеса, т. е. $V \sim C_{r1}$.

Тогда

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{C_{2r}'}{C_{2r}''} = \frac{u_2'}{u_2''} = \frac{\pi D_2 n_1}{\pi D_2 n_2} = \frac{n_1}{n_2}. \quad (5.20)$$

Мощность, потребляемая насосом, пропорциональна произведению подачи на его напор.

В соответствии с зависимостями (5.15) и (5.17) будем иметь

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^3. \quad (5.21)$$

Уравнения (5.19)...(5.21) носят название законов пропорциональности. Однако эти уравнения могут быть использованы только для ориентировочных расчетов. Для точных расчетов нужно учитывать зависимость КПД насоса от частоты вращения рабочего колеса. Отметим, что законы пропорциональности строго соблюдаются при изменении частоты вращения рабочего колеса не более чем в два раза.

Типы центробежных насосов. В зависимости от конструкции рабочего колеса различают пять типов центробежных насосов:

	D_2/D_1	n_s
Тихоходные	2,5	40...80
Нормальные	2	80...150
Быстроходные	1,4	150...300
Полуосевые	1,1	300...600
Осевые	0,8	600...1200

Основным критерием, который характеризует особенности каждой серии подобных насосов, т. е. их геометрические характеристики ($\alpha_2, \beta_2, \epsilon, \eta_c$), является критерий быстроходности (n_s).

К р и т е р и й б ы с т р о х о д н о с т и представляет собой частоту вращения эталонного насоса, который, имея одинаковый КПД с геометрическими подобными ему насосами, при мощности 0,736 кВт развивает напор в 1 м вод. столба.

Рассмотрим два подобных насоса с диаметрами рабочих колес D и D_s и частотой вращения соответственно n и n_s . Тогда будем иметь напоры H и H_s , подачи V и V_s , а мощности N и $N_s=0,736$ кВт.

Из уравнения (5.15) для определения напора с учетом выражения (5.19) получим

$$\frac{H}{H_s} = \frac{nD}{n_s D_s},$$

а из уравнения (5.17) для расчета подачи с учетом выражения (5.20)

$$\frac{V}{V_s} = \frac{FC_{2r}}{F_s C_{2r_s}} = \frac{nD^3}{n_s D_s^3}.$$

Соотношение мощностей с учетом уравнения (5.21)

$$\frac{N}{N_s} = \frac{\rho g V H}{\rho g V_s H_s} = \frac{n^3 D^5}{n_s^3 D_s^5}.$$

Из этих уравнений при $N_s=1$ м и $N_s=0,736$ кВт получим

$$n_s = \frac{3,65\sqrt{V}}{H^{3/4}}. \quad (5.22)$$

Из уравнения (5.22) следует, что при известной частоте вращения коэффициент быстроходности возрастает с увеличением подачи и уменьшением напора. Таким образом, тихоходные насосы служат для создания повышенных напоров при малой подаче, а быстроходные — для получения большой подачи при малых напорах.

Преимуществами центробежных насосов являются равномерная подача, быстроходность, малые габариты, отсутствие клапанов, простота регулирования, возможность изготовления из пластмасс и установки на легких фундаментах. К недостаткам следует отнести

зависимость напора от подачи и КПД от режима работы насоса, снижение КПД с увеличением вязкости жидкости, а также низкий КПД для насосов с малой подачей.

Центробежные насосы применяют при больших значениях подачи и относительно небольших напорах.

5.7. НАСОСЫ СПЕЦИАЛЬНОГО НАЗНАЧЕНИЯ

Для подачи трудноперекачиваемых сред (таких, как плодовая мякоть слив, вишни или абрикосов, неразбавленная солодовая и хмелевая дробина, морковная кашка, кофейная гуща, проваренные и сырые куски мяса и т. п.) с вязкостью, эквивалентной 1000 Па·с, применяют ротационные объемные насосы (мононасосы).

Главными частями мононасоса являются статор 1 и ротор 2 (рис. 5.20). Статор представляет собой цилиндр с внутренней профилированной винтовой двухзаходной поверхностью с большой высотой профиля резьбы.

В статоре установлен однозаходный ротор, который вращается вокруг своей главной оси и дополнительно в статоре вокруг оси поперечного сечения статора. Образующиеся между статором и ротором замкнутые полости 3, заполняемые при работе насоса перекачиваемой средой, при вращении ротора непрерывно перемещаются аксиально со стороны всасывания в сторону нагнетания. При вращении ротора объем полости изменяется от 0 до некоторого максимального значения. С увеличением размера полости происходит всасывание среды.

Конструкция мононасоса приведена на рис. 5.21. Корпус насоса изготовляют из чугуна или коррозионностойких сталей, статор — из натурального каучука, синтетической пищевой резины, пластических масс полиуретана, мягкого поливинилхлорида, тефлона, полиамида, ротор — из коррозионностойких сталей и из пластмасс. Напор таких насосов достигает 2,4 МПа, а подача — до 200 м³/ч. Насосы могут иметь рубашки для нагревания и охлаждения. Диапазон рабочих температур работы статора от -30 до +300 °С.

Для перекачивания больших количеств жидкости при небольших

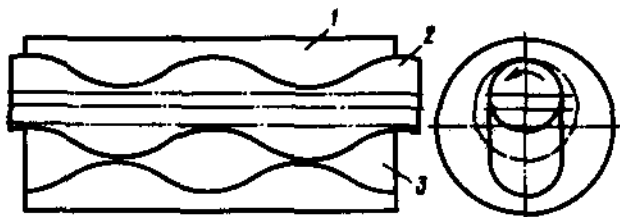


Рис. 5.20. Схема мононасоса:
1 — статор; 2 — ротор;
3 — замкнутая полость

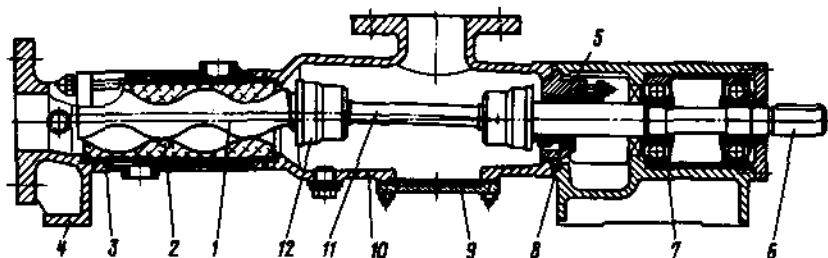


Рис. 5.21. Конструкция мононасоса:

1 — ротор; 2 — статор; 3 — обогревательная рубашка; 4 — нагнетательный штуцер; 5 — сальник; 6 — вал; 7 — корпус подшипника; 8 — уплотнительное кольцо; 9 — крышка; 10 — корпус; 11 — соединительная тяга; 12 — шарнир

напорах применяют осевые насосы (рис. 5.22). Рабочие колеса выполнены по форме гребного винта. Жидкость захватывается лопастями и, вращаясь в корпусе, подается в осевом направлении. За насосом устанавливается направляющий аппарат для преобразования вращательного движения жидкости в поступательное.

Для перекачивания высоковязких жидкостей используют шестеренные насосы (рис. 5.23). Насос состоит из чугунного (как правило) корпуса, в котором вращаются навстречу друг другу две шестерни. Одна из шестерен, ведущая, соединена с электродвигателем, а другая — ведомая. Когда зубья шестерен выходят из зацепления,

Рис. 5.22. Схема осевого насоса:

1 — рабочее колесо; 2 — корпус; 3 — направляющий аппарат

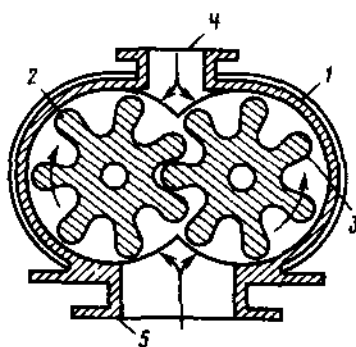
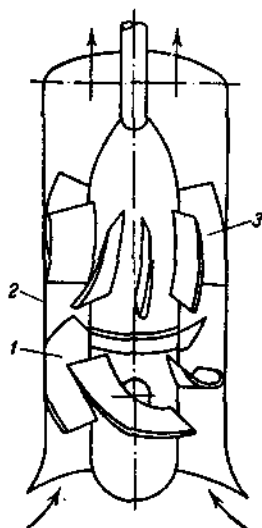


Рис. 5.23. Схема шестеренного насоса:

1 — корпус; 2, 3 — шестерни; 4 — нагнетательный штуцер; 5 — всасывающий штуцер

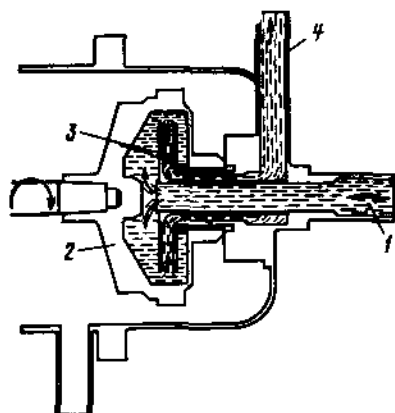


Рис. 5.24. Схема центробежного смесителя жидкостей:
 1 — штуцер для подачи жидкостей; 2 — смесительный барабан; 3 — грейфер; 4 — штуцер для выхода смеси жидкостей

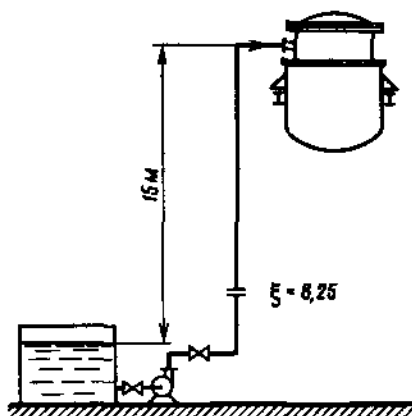


Рис. 5.25. К задаче 5.1

образуется разрежение и происходит засасывание жидкости в насос. Она захватывается зубьями шестерен и перемещается в направлении вращения. При зацеплении зубьев шестерен происходит нагнетание жидкости в напорный трубопровод. Шестеренные насосы применяют в качестве дозирующих и обеспечивают относительно высокий напор при малой подаче.

Для перекачивания и смешения жидкостей используют центробежные смесители (рис. 5.24). Жидкости в определенном соотношении поступают, как показано на рис. 5.24, во вращающийся барабан, в котором интенсивно перемешиваются. Смесь жидкостей поступает в грейфер и под давлением выводится из смесителя через штуцер.

Контрольные вопросы и задания. 1. На какие типы делятся насосы по принципу действия? 2. Какие вы знаете основные параметры работы насосов? 3. Как определить напор насоса? 4. Как рассчитать высоту всасывания? 5. До какого значения можно снижать давление всасывания в насосе? 6. Что такое кавитация? 7. По какому принципу работают поршневые насосы? 8. Назовите способы уменьшения неравномерности подачи поршневых насосов. 9. Как определить дефекты в работе поршневых насосов? 10. На каком принципе основана работа центробежных насосов? 11. Что описывает основное уравнение центробежных насосов? 12. От каких размеров насоса зависит напор центробежного насоса? 13. При каком угле наклона лопаток напор будет теоретически максимальным? 14. Как зависят напор, подача и мощность насоса от частоты вращения рабочего колеса? 15. В чем заключается подобие центробежных насосов? 16. Что такое частная характеристика центробежного насоса, универсальная характеристика? 17. С какой целью соединяют насосы параллельно и последовательно при работе на сеть? 18. В каких случаях применяют центробежные и поршневые насо-

сы? 19. Какие преимущества и недостатки имеют центробежные насосы по сравнению с поршневыми? 20. В каких случаях применяют ротационные объемные насосы, шестеренные насосы?

Задача 5.1. Требуется перекачать за 1 ч 20 т воды из бака с атмосферным давлением в реактор, в котором поддерживается избыточное давление, равное 0,01 МПа (рис. 5.25). Диаметр трубопровода 89 мм, толщина стенки 4 мм, длина 30 м. На трубопроводе установлены: диафрагма ($d_{отв}=51,3$ мм), две задвижки и четыре отвода под углом 90° . Высота подъема жидкости $h_c=15$ м, вязкость воды при 20°C $\mu=1\cdot 10^{-3}$ Па·с. Определить мощность насоса. Объемный расход воды

$$V = \frac{20\,000}{3600 \cdot 1000} = 0,0056 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Скорость воды в трубопроводе

$$v = V/F = 0,0056/0,785 \cdot 0,081^2 = 1,07 \text{ м/с}.$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{vd\rho}{\mu} = \frac{2,69 \cdot 0,081 \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 87\,372.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления для труб с небольшой коррозией определяем по рис. 4.21, зная $Re=87\,372$ и

$$\frac{d}{\Delta} = \frac{0,081}{0,0002} = 405.$$

Значение $\lambda=0,0272$.

Сумма коэффициентов местных сопротивлений согласно рис. 5.25 будет равна $\Sigma \xi_m = 0,5 + 1,0 + 8,25 + 2 \cdot 0,5 + 4 \cdot 0,23 = 11,7$.

Потери напора в трубопроводе

$$\Delta p = \frac{\rho v^2}{2} \left(1 + \lambda \frac{l}{d} + \Sigma \xi_m \right) + \rho g h_c + \Delta p_{\text{доп}} = \frac{1000 \cdot 1,07^2}{2} \left(1 + 0,0272 \frac{30}{0,081} + 11,7 \right) + 1000 \cdot 9,81 \cdot 15 + 0,1 \cdot 9,81 \cdot 10^4 = 169995 \text{ Н/м}^2.$$

Примем КПД насоса $\eta_n = 0,65$.

Тогда мощность насоса

$$N = \frac{V \Delta p}{1000 \eta_n} = \frac{0,0056 \cdot 169\,995}{1000 \cdot 0,65} = 1,465 \text{ кВт}.$$

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ



К гидромеханическим процессам относятся процессы осаждения взвешенных в жидкой или газообразной среде частиц под действием гравитационной силы (осаждение), центробежной силы (центробежное осаждение) или сил электрического поля; фильтрование жидкостей или газов через пористую перегородку под действием разности давлений (фильтрование и центробежное фильтрование); перемешивание в жидкой среде; псевдоожижение и др.

Глава 6

РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

6.1. КЛАССИФИКАЦИЯ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

Неоднородными, или гетерогенными, называют системы, состоящие, как минимум, из двух фаз: дисперсной (внутренней), обычно находящейся в тонкораздробленном состоянии, и дисперсионной (внешней), окружающей частицы дисперсной фазы.

Суспензии состоят из жидкой дисперсионной и твердой дисперсной фаз. В зависимости от размера взвешенных твердых частиц суспензии делятся на грубые с частицами размером >100 мкм; тонкие, когда размеры твердых частиц составляют $0,1 \dots 100$ мкм, и коллоидные растворы, содержащие твердые частицы размерами $\leq 0,1$ мкм.

Эмульсии состоят из двух жидких фаз, не растворяющихся одна в другой: дисперсионной и дисперсной. Размер частиц дисперсной фазы может колебаться в значительных пределах. Под действием гравитационной силы эмульсии обычно расслаиваются, однако тонкие эмульсии с размером капель дисперсной фазы менее $0,4 \dots 0,5$ мкм, а также содержащие стабилизаторы, становятся устойчивыми и не расслаиваются в течение продолжительного времени.

С увеличением концентрации дисперсной фазы может возникнуть состояние, когда дисперсная фаза обращается в дисперсионную и наоборот. Такой взаимный переход называется инверсией фаз.

Пены состоят из жидкой дисперсионной и газовой дисперсной фаз. По своим свойствам пены близки к эмульсиям.

Пыли и дымы состоят из газовой дисперсионной и твердой дисперсионной фаз. Образуются пыли обычно при дроблении, смешивании и транспортировке твердых материалов. Размеры твердых частиц пылей составляют от 3 до 70 мкм. Дымы образуются при горении. Размер твердых частиц в дымах составляет 0,3...5 мкм.

Туманы состоят из газовой дисперсионной и жидкой дисперсионной фаз. Туманы образуются при конденсации. Размер жидких капель в тумане 0,3...3 мкм. Пыли, туманы и дымы представляют собой аэрозоли.

6.2. МЕТОДЫ РАЗДЕЛЕНИЯ

В пищевых производствах часто возникает задача разделения неоднородных систем на составные части. Так, в производстве вина требуется его осветление, т. е. отделение взвешенных твердых частиц от жидкой фазы; пивное сусло отделяют от дробины; в производстве сахара суспензию после сатурационных аппаратов разделяют с целью получения сока, а разделяя утфель, получают кристаллический сахар. В производствах, где для получения продукта (сухого молока, молочно-овощных концентратов) используются распылительные сушилки, отходящие газы улавливаются и очищаются во избежание уноса ценных продуктов и загрязнения окружающей среды.

Основные методы разделения неоднородных систем в пищевой промышленности — осаждение, фильтрование и центрифугирование.

Осаждение — процесс разделения жидких и газовых неоднородных систем под действием гравитационных сил, сил инерции (центробежной силы) или сил электрического поля. Соответственно различают гравитационное отстаивание, циклонное и отстойное центрифугирование, электроочистку.

Фильтрование — процесс разделения жидких и газовых неоднородных систем с использованием пористой перегородки, способной пропускать жидкость и газ, но задерживающей взвешенные частицы. Фильтрование осуществляется под действием сил давления или центробежных сил. Соответственно различают просто фильтрование и центробежное фильтрование.

Фильтрование более эффективно для разделения суспензий, эмульсий и пылей, чем осаждение.

Мокрое разделение — процесс улавливания взвешенных в газе частиц жидкостью.

Применяется для очистки газов и разделения суспензий.

6.3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ

Разделению подлежит неоднородная система, состоящая из вещества a (дисперсионная фаза) и взвешенных частиц b (дисперсная фаза). G_c — количество исходной смеси, кг; x_c — содержание вещества b в исходной смеси, мас. %; G_n — количество продукта, кг; x_n — содержание вещества b в очищенном продукте, мас. %; G_o — количество осадка, кг; x_o — содержание вещества b в осадке, мас. %; ρ_a и ρ_b — плотности веществ a и b .

При отсутствии потерь веществ материальный баланс разделения можно представить так:

$$\text{по общему количеству веществ } G_c = G_n + G_o;$$

по количеству взвешенных веществ (дисперсной фазе)

$$G_c x_c = G_n x_n + G_o x_o.$$

Совместное решение этих уравнений позволяет определить количество очищенного продукта

$$G_n = G_c \frac{x_o - x_c}{x_o - x_n} \quad (6.1)$$

и количество осадка
$$G_o = G_c \frac{x_c - x_n}{x_o - x_n} \quad (6.2)$$

Содержание взвешенных частиц в очищенном продукте и в осадке выбирается в зависимости от технологических требований и зависит от метода разделения.

Эффективность разделения характеризуется эффектом разделения

$$\mathcal{E}_p = \frac{G_c x_c - G_n x_n}{G_c x_c}.$$

Уравнениями (6.1) и (6.2) описывается также процесс смешения. Из уравнения (6.1) может быть найдена концентрация взвешенного вещества в полученной смеси

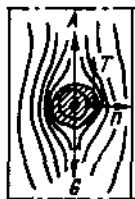
$$x_c = \frac{G_n x_n + G_o x_o}{G_c},$$

где G_n и G_o — количества смешанных продуктов; x_n и x_o — массовые концентрации в этих продуктах взвешенных частиц; G_c — количество конечной смеси.

6.4. КИНЕТИКА РАЗДЕЛЕНИЯ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

Кинетика осаждения. Рассмотрим движение частицы под действием гравитационной силы в вязкой среде (рис. 6.1). На частицу будут действовать сила тяжести G , архимедова сила A и сила трения T .

Рис. 6.1. Силы, действующие на частицу в вязкой среде



Объем частицы произвольной формы пропорционален линейному размеру в третьей степени: $V=k_1 l^3$, где k_1 — коэффициент, зависящий от формы частицы; l — характеристический размер частицы (диаметр).

Если плотность твердой частицы ρ_t , а жидкости (газа, пара) $\rho_{ж}$, то на частицу действуют сила тяжести $G=k_1 l^3 \rho_{ж} g$ и подъемная сила $A=k_1 l^3 \rho_{ж} g$, направленная в сторону, противоположную направлению силы тяжести. Под действием разности этих сил частица перемещается в жидкости.

На единицу поверхности частицы со стороны жидкости действуют силы трения $T=\mu_{ж} dv/dn$, где $\mu_{ж}$ — коэффициент динамической вязкости жидкости; dv/dn — изменение скорости движения жидкости в направлении, нормальном к поверхности частицы. Сумма сил трения T зависит от площади поверхности частицы $k_2 l^2$ (где k_2 — коэффициент, учитывающий форму частицы) и составляет $T=k_2 l^2 \mu_{ж} dv/dn$.

Согласно второму закону механики равнодействующая сил тяжести, подъемной и трения равна массе частицы, умноженной на ускорение:

$$k_1 l^3 (\rho_t - \rho_{ж}) g - k_2 l^2 \mu_{ж} \partial v / \partial n = k_1 l^3 \rho_t dv/dt. \quad (6.3)$$

Это равенство является дифференциальным уравнением осаждения частиц под действием силы тяжести.

Уравнение (6.3) не может быть решено в общем виде, поэтому для определения скорости осаждения частиц необходимо его преобразовать в критериальное уравнение.

Приведем уравнение (6.3) к безразмерному виду, поделив все его члены на $k_1 l^3 \rho_t dv/dt$:

$$g \frac{dt}{dv} \frac{\rho_t - \rho_{ж}}{\rho_t} - \frac{k_2 \mu_{ж} \partial v dt}{k_1 l \rho_t \partial n dv} - 1 = 0, \quad (6.4)$$

где $k_2/k_1 = \psi$ — константа, зависящая от формы частицы и называемая коэффициентом формы частицы.

После умножения членов уравнения (6.4) на параметрический критерий (отношение плотности твердой частицы к плотности жидкости $\rho_t/\rho_{ж}$) уравнение примет вид

$$g \frac{dt}{dv} \frac{(\rho_t - \rho_{ж}) \rho_t}{\rho_t \rho_{ж}} - \psi \frac{\mu_{ж} \partial v dt \rho_t}{l \rho_t \partial n dv \rho_{ж}} - \frac{\rho_t}{\rho_{ж}} = 0. \quad (6.5)$$

Из уравнения (6.5) можно получить критерии подобия для процесса осаждения частицы.

Из первого члена уравнения (6.5) с помощью методов теории подобия получим

$$\frac{g\tau}{v} \frac{(\varrho_\tau - \varrho_*)}{\varrho_*} = \frac{g\tau}{vl} \frac{(\varrho_\tau - \varrho_*)}{\varrho_*} = \frac{gl}{v^2} \frac{(\varrho_\tau - \varrho_*)}{\varrho_*}, \quad (6.6)$$

из второго члена —

$$\psi \frac{\mu_* \tau}{ll\varrho_*} = \psi \frac{\mu_*}{v\varrho_*} = \psi \frac{1}{Re}, \quad (6.7)$$

где $Re = vl\varrho_*/\mu_* = vl/\nu$ — критерий Рейнольдса, характеризующий гидродинамическое подобие при обтекании частицы жидкостью.

После умножения выражения (6.6) на Re^2 получим

$$Ar = g \frac{l}{v^2} \frac{v^2 l^2}{v^2} \frac{\varrho_\tau - \varrho_*}{\varrho_*} = g \frac{l^3}{v^2} \frac{\varrho_\tau - \varrho_*}{\varrho_*}, \quad (6.8)$$

где Ar — критерий Архимеда, который характеризует отношение разности сил тяжести и подъемной к подъемной силе; ν — кинематическая вязкость.

Таким образом, из дифференциального уравнения (6.3) получаем критериальное уравнение, описывающее процесс осаждения:

$$Re = A(\psi Ar)^n, \quad (6.9)$$

где A — коэффициент; n — показатель степени, определяемый экспериментальным путем.

На основании экспериментальных данных установлены следующие режимы осаждения частицы в жидкости: ламинарный ($Re \leq 0,2$), переходный ($0,2 \leq Re \leq 500$) и турбулентный ($Re \leq 500$). Для каждого режима экспериментально найдена зависимость вида (6.9): для ламинарного режима

$$Re = \frac{1}{18} \psi Ar \text{ при } Re < 1,85 \text{ или } \psi Ar < 0,33; \quad (6.10)$$

для переходного режима

$$Re = 0,152 (\psi Ar)^{0,715} \text{ при } 1,85 \leq Re \leq 500 \\ \text{или } 33 < \psi Ar < 83 \cdot 10^3; \quad (6.11)$$

для турбулентного режима

$$Re = 1,74(\psi Ag)^{0,5} \text{ при } Re > 500 \text{ или } \psi Ag > 83 \cdot 10^3. \quad (6.12)$$

По значению критерия Рейнольдса определяется скорость осаждения частицы в жидкости под действием силы тяжести

$$v_o = \frac{Re \mu_{ж}}{l \rho_{ж}}, \quad (6.13)$$

которая в случае ламинарного движения может быть определена по уравнению Стокса, получаемому после преобразования уравнения (6.10):

$$v_o = \frac{1}{18} \frac{gd^2(\rho_{г} - \rho_{ж})}{\mu_{ж}}, \quad (6.14)$$

где d — диаметр частицы.

Формула (6.14) справедлива для твердых частиц правильной сферической формы. Скорость осаждения частиц неправильной формы меньше.

В случае осаждения капель жидкости в жидкой среде процесс осложняется тем, что форма капель непрерывно меняется. Для определения скорости осаждения капель можно рекомендовать формулу

$$v_o = \frac{gd^{2,5}}{\sigma} \left(\frac{\rho_c - \rho_{ж}}{\rho_{ж}} \right)^{1,5} \frac{\mu_c}{\rho_c g},$$

где d — усредненный диаметр капли; σ — поверхностное натяжение на границах образующих фаз; ρ_c — плотность среды; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, образующей капли; μ_c — вязкость среды.

Полученные кинетические закономерности процесса осаждения свидетельствуют о том, что скорость осаждения увеличивается с увеличением размеров и плотности частиц и уменьшается с увеличением плотности и вязкости среды, в которой происходит осаждение.

Максимальный размер твердых частиц, осаждение которых происходит по закону Стокса, можно определить, подставив в уравнение (6.14) выражение скорости из (6.13) при $Re \approx 2$, тогда

$$d_{\max} \approx 1,56 \sqrt[3]{\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}(\rho_{г} - \rho_{ж})}}. \quad (6.15)$$

Приведенные расчеты относятся к свободному отстаиванию, при котором оседающие частицы практически не оказывают взаимного влияния на движение. На практике приходится иметь дело с так называемым стесненным отстаиванием при значительных концентрациях твердых частиц в среде. При стесненном отстаивании ско-

рость оседания частиц ниже, чем при свободном, вследствие трения и соударений частиц между собой. Для определения скорости при стесненном отстаивании в уравнении вводят поправочные коэффициенты, учитывающие концентрацию частиц в среде.

Кинетика фильтрации. При фильтрации поток жидкости проходит через пористую перегородку из твердого или волокнистого материала, которая может быть представлена как слой зернистого материала (рис. 6.2). Поры между частицами образуют каналы неправильной формы, по которым движется поток V фильтруемой жидкости.

Для описания кинетики фильтрации воспользуемся дифференциальным уравнением Навье—Стокса для установившегося одномерного движения потока (см. главу 4)

$$-\frac{\partial p}{\partial x} + \mu_{ж} \frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \rho_{ж} g = \rho_{ж} \frac{\partial v_x}{\partial \tau}$$

Так как это уравнение не может быть решено в общем виде, получим из него критериальное уравнение, применив методы теории подобия (см. главу 2).

Разделив все члены уравнения на $\rho_{ж} \frac{\partial v_x}{\partial \tau}$, получим

$$-\frac{\partial p}{\partial x} \frac{\partial \tau}{\rho_{ж} \partial v_x} + \mu_{ж} \frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} \frac{\partial \tau}{\rho_{ж} \partial v_x} + \rho_{ж} g \frac{\partial \tau}{\rho_{ж} \partial v_x} = 1.$$

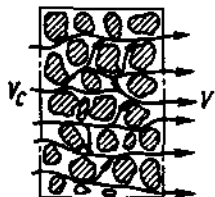
Слагаемые левой части уравнения безразмерны. Получим из них критерии подобия.

Из первого члена, заменив x на l , получают критерий Эйлера, характеризующий отношение сил давления к инерционным силам:

$$\frac{\rho}{l} \frac{\tau}{\rho_{ж} v} = \frac{\rho}{\rho_{ж} v^2} = Eu. \quad (6.16)$$

Из второго члена получают величину, обратную критерию Рейнольдса:

$$\frac{\mu_{ж} v \tau}{\rho_{ж} v} = \frac{\mu_{ж}}{v \rho_{ж}} = \frac{1}{Re}. \quad (6.17)$$



Из третьего члена, вычеркнув символы дифференцирования и направления, получают критерий Фруда, характеризующий

Рис. 6.2. Схема движения жидкости через фильтрующую перегородку

отношение сил тяжести к инерционным силам:

$$\frac{g\tau}{v} = \frac{g\tau}{v} \frac{l}{l} = \frac{gl}{v^2} = Fr. \quad (6.18)$$

Так как при фильтровании силы тяжести малы по сравнению с силами давления и трения, ими можно пренебречь. Поэтому в критериальное уравнение не вводится критерий Фруда. Для характеристики геометрических особенностей рассматриваемой системы в критериальное уравнение вводится параметрический критерий $l/d_{эк}$.

Критериальное уравнение, описывающее движение потока фильтруемой жидкости через пористый слой, записывают в следующем виде:

$$Eu = A Re^n \left(\frac{l}{d_{эк}} \right)^m, \quad (6.19)$$

где l — толщина осадка или фильтрующей перегородки; $d_{эк}$ — эквивалентный диаметр каналов.

Коэффициент A и показатели степеней n и m определяются экспериментально.

При малом диаметре каналов фильтрующей перегородки или каналов в осадке на фильтрующей перегородке ламинарный режим фильтрования имеет место при $Re \leq 35$.

Для ламинарного режима фильтрования зависимость (6.19) имеет вид

$$Eu = \frac{110l}{Re d_{эк}}. \quad (6.20)$$

Для турбулентной области при $70 \leq Re \leq 7000$

$$Eu = \frac{5,8l}{Re^{0,25} d_{эк}}. \quad (6.21)$$

В уравнениях (6.20) и (6.21) определяющим размером является эквивалентный диаметр каналов в слое зернистого материала, а скорость потока v отнесена к свободному сечению каналов.

Эквивалентный диаметр каналов в слое зернистого материала $d_{эк} = 4\epsilon/\sigma$, где ϵ — доля пустот в слое зернистого материала, или коэффициент свободного объема; σ — удельная площадь поверхности зерен, т. е. площадь поверхности зерен, находящихся в единице объема слоя (в m^2/m^3):

$$\sigma = (1 - \epsilon) F_j / V_j, \quad (6.22)$$

где $\epsilon = \frac{V - V_0}{V}$; V — общий объем, занимаемый зернистым слоем; V_0 — объем, занимаемый частицами, образующими слой, т. е. $V - V_0 = V_{св}$ — свободный объем (объем каналов в слое); F_j — поверхность зерна; V_j — объем зерна.

Эквивалентный диаметр каналов в слое может быть выражен через диаметр частиц (зерен) d_3 .

Для частиц правильной сферической формы

$$d_{\text{эк}} = \frac{2}{3} \frac{\epsilon}{(1-\epsilon)} d_s;$$

для частиц неправильной формы

$$d_{\text{эк}} = \frac{2}{3} \Phi \frac{\epsilon}{(1-\epsilon)} d_s, \quad (6.23)$$

где Φ — фактор формы частиц; $\Phi = F_{\text{ш}}/F$; $F_{\text{ш}}$ — площадь поверхности шара, имеющего тот же объем, что и рассматриваемая частица площадью поверхности F . Например, для куба $\Phi = 0,806$, для цилиндра $\Phi = 0,69$, для диска $\Phi = 0,32$. Значения фактора формы частиц приводятся в справочниках.

Фактор формы частиц связан с коэффициентом формы частиц соотношением $\Phi = 1\sqrt{\psi}$.

Движение потока жидкости при фильтровании обычно ламинарное. Это обстоятельство позволяет пользоваться уравнением (6.20).

Перепишем уравнение (6.20) в явной форме

$$\frac{\Delta p}{\rho_x v^2} = \frac{110\mu_x}{v d_{\text{эк}} \rho_x} \frac{l}{d_{\text{эк}}} \quad (6.24)$$

и введем в него вместо эквивалентного диаметра $d_{\text{эк}}$ значение его из уравнения (6.23), а вместо скорости в каналах v — скорость v_f , отнесенную к общей площади фильтра и определяемую соотношением $v_f = v\epsilon$. Произведя в уравнении (6.24) указанные замены, получим

$$v_f = \frac{d_s^2 \Delta p}{\mu_x l} \frac{\Phi^2 \epsilon^3}{110(1-\epsilon)^2}, \quad (6.25)$$

т. е. скорость фильтрования через слой пористого материала прямо пропорциональна квадрату диаметра частиц зернистого материала, образующего фильтровальный слой, и обратно пропорциональна вязкости фильтруемой жидкости.

С другой стороны, скорость фильтрования в соответствии с уравнением (2.1)

$$v_f = \frac{dV}{F d\tau}. \quad (6.26)$$

Сопоставив равенство (6.26) с уравнением (6.25), найдем

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{R} = \frac{\Delta p \Phi^2 \epsilon^3 d_s^2}{110 l \mu_x (1-\epsilon)^2},$$

откуда
$$R = \frac{110\mu_{ж}(1-\varepsilon)^2}{\Phi^2 d_p^3 \varepsilon^3} l.$$

Удельное сопротивление фильтрующего слоя

$$r = \frac{110\mu_{ж}(1-\varepsilon)^2}{\Phi^2 d_p^3 \varepsilon^3},$$

т. е. удельное сопротивление фильтрующего слоя прямо пропорционально вязкости жидкости и обратно пропорционально квадрату диаметра частиц, образующих слой.

Основное кинетическое уравнение фильтрования можно записать в следующем виде:

$$dV/(Fdt) = \Delta p/(lr).$$

Контрольные вопросы и задания. 1. Назовите признаки, которые лежат в основе классификации неоднородных систем. Какие вы знаете неоднородные системы? 2. Перечислите методы разделения неоднородных систем. 3. Какие величины определяются из материального баланса процессов разделения? Что характеризует эффект разделения? 4. Какие критерии гидродинамического подобия характеризуют процесс осаждения? 5. Какими методами получено критериальное уравнение осаждения? 6. При каких режимах может происходить процесс осаждения? 7. Как зависит скорость осаждения от вязкости дисперсионной фазы и плотности дисперсной? 8. Какое уравнение описывает процесс осаждения при ламинарном режиме? 9. Какие силы и критерии подобия характеризуют процесс фильтрования? 10. Перечислите параметры, определяющие значения скорости фильтрования.

Задача 6.1. Определить скорость осаждения в воде твердых шарообразных частиц диаметром 1 мм и плотностью 2500 кг/м³. Температура воды 20 °С.

Вычисляем критерий Архимеда $Ar = g d^3 (\rho_s - \rho_{ж}) / \mu_{ж}^2 = 9,81 \cdot 1^3 \cdot 10^{-9} (2500 - 1000) / (1 \cdot 10^{-3})^2 = 14,7 \cdot 10^3$ (где $\mu_{ж} = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с при 20 °С), т. е. осаждение происходит при турбулентном режиме ($33 < Ar < 83 \cdot 10^3$).

По кинетическому уравнению (6.10) находим критерий Рейнольдса $Re = 0,152 Ar^{0,715} = 0,152 (14,7 \cdot 10^3)^{0,715} = 145$.

Скорость отстаивания частиц определяем по формуле (6.11) $v_o = Re \mu_{ж} / (d \rho_{ж}) = 145 \times 1 \cdot 10^{-3} / (1 \cdot 10^{-3} \cdot 1000) = 0,145$ м/с.

Задача 6.2. Определить сопротивление фильтровальной перегородки высотой 0,1 м, изготовленной из зернистого материала с эквивалентным диаметром каналов 0,5 мм. Через перегородку протекает водная тонкодисперсная суспензия при температуре 20 °С со скоростью, отнесенной к свободному сечению каналов, 0,2 м/с.

Определяем критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{v d_p \rho_{ж}}{\mu_{ж}} = \frac{0,2 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{1 \cdot 10^{-3}} = 100,$$

где $\mu_{ж} = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с при 20 °С, т. е. движение происходит при ламинарном режиме ($Re < 35$). Следовательно, критерий Эйлера определяем по уравнению (6.20)

$$Eu = \frac{110 \cdot 0,1}{100 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}} = 220.$$

Сопротивление перегородки $\Delta P = Eu \rho_{ж} v^2 = 220 \cdot 1000 \cdot 0,2^2 = 8800$ Па.

Глава 7 ОТСТАИВАНИЕ И ОСАЖДЕНИЕ

7.1. ОТСТАИВАНИЕ ПОД ДЕЙСТВИЕМ ГРАВИТАЦИОННОГО ПОЛЯ

Отстаивание — это частный случай разделения неоднородных жидких или газообразных систем в результате выделения твердых или жидких частиц под действием гравитационной силы. Применяют отстаивание при грубом разделении суспензий, эмульсий и пылей. Этот способ разделения характеризуется низкой скоростью процесса. Отстаиванием не удается полностью разделить неоднородную смесь на дисперсную и дисперсионную фазы. Однако простое аппаратное оформление процесса и низкие энергетические затраты определили широкое применение этого метода разделения в пищевой и смежных отраслях промышленности.

Отстаивание проводят в аппаратах различных конструкций, называемых отстойниками.

При отстаивании должны соблюдаться следующие условия: продолжительность пребывания разделяемого потока в аппарате должна быть равна или больше времени осаждения частиц; линейная скорость потока должна быть меньше скорости осаждения. При нарушении первого условия частицы не успевают выделиться и осесть в аппарате, при нарушении второго возникающие вихревые потоки взмучивают и уносят осаждающиеся частицы из отстойника.

Рассмотрим работу отстойника (рис. 7.1). В прямоугольный отстойник с размерами камеры l , h , b поступает на разделение неоднородная смесь с линейной скоростью v . При движении суспензии в отстойнике происходит отстаивание: твердые частицы оседают на дно, образуя слой осадка.

Отстойники рассчитывают на отстаивание самых мелких частиц.

Установим связь между производительностью отстойника и его размерами.

Рабочий объем отстойника $V = lhb = V_c \tau_0$, где V_c — секундная

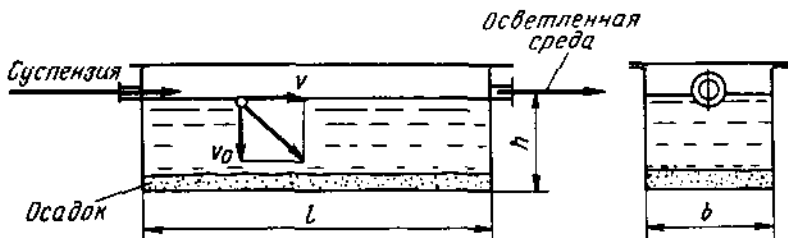


Рис. 7.1. К расчету производительности отстойника

производительность отстойника, $\text{м}^3/\text{с}$; τ_0 — средняя продолжительность отстаивания частиц, с. Последняя связана со средней скоростью отстаивания частиц v_0 соотношением $\tau_0 = h/v_0$.

Удельная производительность отстойника

$$V_{\tau} = lbv_0, \quad (7.1)$$

т. е. она равна произведению площади отстаивания ($F_0 = lb$) на скорость отстаивания. Скорость отстаивания определяется в зависимости от режима по формуле (6.13).

Продолжительность отстаивания можно сократить, если уменьшить высоту слоя жидкости (путь отстаивания). Это условие реализовано в конструкциях многоярусных отстойников в тарельчатых сепараторах.

Если задана производительность отстойника, то из уравнения (7.1) можно определить площадь поверхности отстаивания

$$F_0 = V_{\tau}/v_0, \text{ или } F_0 = G_{\tau}/(\rho_n v_0), \quad (7.2)$$

где G_{τ} — производительность отстойника, равная G_n/τ , кг/с; ρ_n — плотность продукта, $\text{кг}/\text{м}^3$,

или с учетом уравнения (6.1)

$$F_0 = \frac{G_{\tau}}{\rho_n v_0 \tau} \frac{x_0 - x_c}{x_0 - x_n}. \quad (7.3)$$

Эффективность работы отстойника может быть увеличена посредством уменьшения пути отстаивания частиц, т. е. высоты слоя жидкости h . Это условие реализовано в многоярусных отстойниках.

7.2. ОСАЖДЕНИЕ ПОД ДЕЙСТВИЕМ ЦЕНТРОБЕЖНОЙ СИЛЫ

С целью интенсификации разделения пылей, суспензий и эмульсий процесс осаждения проводят под действием центробежной силы.

Для создания поля центробежных сил используют два технических приема: поток жидкости или газа вращается в неподвижном аппарате; поток поступает во вращающийся аппарат и вращается вместе с ним. В первом случае процесс называется циклонным, а аппарат — циклоном, во втором — отстойным центрифугированием, а аппарат — отстойной центрифугой или сепаратором.

Во вращающемся потоке на взвешенную частицу действует центробежная сила, под действием которой частица движется от центра к стенке аппарата со скоростью, равной скорости осаждения. Цент-

робежная сила

$$G_{\text{ц}} = mw^2/r, \quad (7.4)$$

где m — масса частицы, кг; w , — окружная скорость вращения, м/с; r — радиус вращения, м.

Окружная скорость вращения $w_r = \omega r = 2\pi nr/60$, где ω — угловая скорость вращения, рад/с; n — частота вращения, мин^{-1} (об/мин).

Сравним эффективность разделения под действием силы тяжести и центробежной силы. В гравитационных отстойниках на частицу действует сила тяжести

$$G_{\text{т}} = mg. \quad (7.5)$$

Из сопоставления уравнений (7.4) и (7.5) получим

$$G_{\text{ц}}/G_{\text{т}} = \frac{w^2}{gr} = K_{\text{ц}}.$$

Таким образом, центробежная сила больше силы тяжести в $K_{\text{ц}}$ раз. Величина $K_{\text{ц}} = w^2/(gr)$ носит название фактора разделения.

Эффективность разделения в поле центробежных сил повышается с увеличением частоты вращения ротора центрифуги и уменьшением его диаметра. Выразив окружную скорость вращения через частоту вращения, получим

$$K_{\text{ц}} \approx n^2 r / 900.$$

Фактор разделения является важной характеристикой центрифуги, определяющей ее разделяющую способность.

Расчет скорости осаждения в поле центробежных сил производится по соотношениям (6.13) и (6.10)...(6.12) при подстановке в них вместо критерия Ag модифицированного критерия $Ag_{\text{м}}$, равного $K_{\text{ц}} Ag$.

При ламинарном движении скорость центробежного осаждения частицы определяется из уравнения Стокса:

$$v_{\text{ц}} = \frac{d^2(\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})\omega^2 r}{18\mu}. \quad (7.6)$$

Продолжительность осаждения τ найдем из выражения

$$v_{\text{ц}} = dr/dt. \quad (7.7)$$

Подставив $v_{\text{ц}}$ из (7.6) в (7.7) и проведя интегрирование, получим уравнение для определения продолжительности осаждения частиц под действием центробежной силы при ламинарном движении

$$\tau_{\text{ц}} = \frac{18\mu}{d^2 \omega^2 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})} \int_{r_1}^{r_2} dr/r = \frac{18\mu}{d^2 \omega^2 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})} \ln \frac{r_2}{r_1}.$$

Процесс разделения суспензий в отстойных центрифугах складывается из стадий осаждения твердых частиц на стенках барабана и уплотнения осадка.

Производительность осадительных центрифуг на практике ниже, чем полученная расчетным путем, так как, во-первых, производительность центрифуг снижается из-за отставания скорости вращения частиц жидкости от скорости вращения ротора центрифуги; во-вторых, из-за неравномерного течения жидкости вдоль ротора осадившиеся частицы смываются с его стенок; в-третьих, образующиеся вихревые потоки взмучивают частицы.

Коэффициент эффективности отстойных центрифуг учитывает снижение действительной производительности по сравнению с расчетной $\eta = Q_d / Q_t$, где Q_d — действительная производительность; Q_t — расчетная производительность.

Коэффициент эффективности для каждой конкретной конструкции центрифуг определяется опытным путем.

7.3. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ОТСТАИВАНИЯ И ОСАЖДЕНИЯ

Оборудование для отстаивания и осаждения по принципу действия делится на гравитационные отстойники, отстойные центрифуги, гидроциклоны и сепараторы.

Отстойники бывают периодического, непрерывного и полунепрерывного действия.

Отстойник периодического действия представляет собой плоский бассейн без перемешивающих устройств. Бассейн заполняется суспензией, которая отстаивается в нем в течение необходимого для разделения времени. Затем осветленный слой жидкости сливают (декантируют) через штуцера, расположенные выше слоя осадка. Осевший осадок (шлам) выгружают вручную.

Размеры и форма отстойников зависят от концентрации дисперсной фазы и размеров частиц. С увеличением плотности и размеров частиц размеры отстойника уменьшаются. Продолжительность отстаивания зависит от вязкости дисперсионной фазы, которая снижается с повышением температуры. Поэтому для ускорения процесса отстаивания суспензию подогревают (если это не противоречит технологии).

Отстойник полунепрерывного действия с наклонными перегородками (рис. 7.2) суспензия подается через штуцер и направляется с помощью наклонных перегородок попеременно сверху вниз и снизу вверх. Устройство перегородок увеличивает продолжительность пребывания суспензии и площадь поверхности отстаивания. Шлам собирается в конических бункерах и по мере накопления удаляется из них через краны.

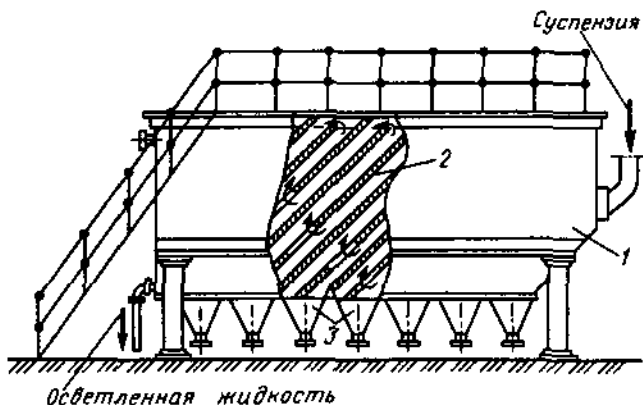


Рис. 7.2. Отстойник полунепрерывного действия с наклонными перегородками:
1 — корпус; 2 — наклонные перегородки; 3 — бункера

Осветленная жидкость отводится из отстойника через верхний штуцер.

Наибольшее распространение в промышленности получили отстойники непрерывного действия.

Непрерывнодействующий отстойник с гребковой мешалкой (рис. 7.3) представляет собой цилиндрический резервуар с коническим днищем и внутренним кольцевым желобом вдоль верхнего края отстойника. Мешалка с наклонными лопастями, на которых расположены гребки для перемещения осадка к разгрузочному люку, вращается с переменной частотой от 0,02 до 0,5 мин⁻¹.

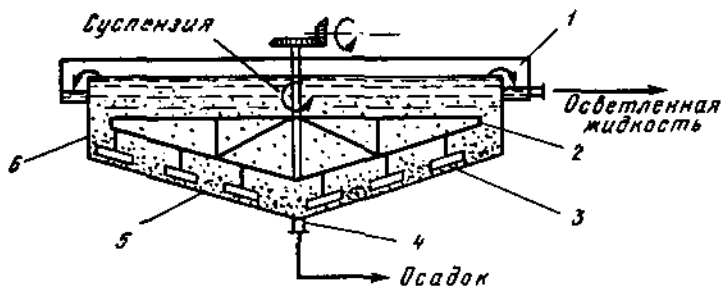


Рис. 7.3. Отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой:
1 — кольцевой желоб; 2 — мешалка; 3 — гребок; 4 — люк; 5 — коническое днище; 6 — цилиндрический резервуар

Суспензия непрерывно подается по трубе в середину резервуара. Осветленная жидкость переливается в кольцевой желоб и отводится из отстойника. Шлам удаляется при помощи диафрагменного насоса. Извлечение жидкости из шлама, если она является ценной для производства или ее извлечение необходимо по технологическим условиям, производится в установке для противоточной промывки. В таких отстойниках достигается равномерная плотность осадка, эффективное его обезвоживание. Недостатком гребковых отстойников является их громоздкость.

В многоярусных отстойниках, которые представляют собой несколько отстойников, поставленных один на другой, или цилиндрический резервуар с коническим дном, внутри которого имеются конические перегородки, разделяющие отстойники на ярусы (рис. 7.4). В результате этого значительно снизилась громоздкость и увеличилась площадь поверхности отстаивания. Такие отстойники используют на сахарных заводах для сгущения сатурационных соков.

Отстойник имеет общий вал, на котором расположены гребковые мешалки. Суспензия через распределительное устройство подается по трубам в стаканы каждого яруса отстойника. Осветленная жидкость собирается через кольцевые желоба в коллектор. Ярусы соединены стаканами для удаления шлама. Стакан каждого вышерасположенного яруса опущен нижним концом в слой шлама нижерасположенного яруса. Таким образом ярусы отстойника

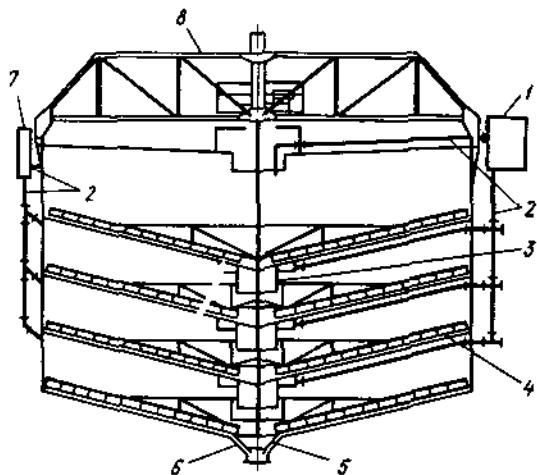


Рис. 7.4. Многоярусный отстойник:

1 — распределительное устройство; 2 — трубы; 3 — стакан; 4 — гребковая мешалка; 5 — разгрузочный конус; 6 — скребок; 7 — коллектор; 8 — рама

последовательно соединены по шламу. Шлам удаляется только из нижнего яруса через разгрузочный конус, в котором установлен скребок.

Отстойник для непрерывного разделения эмульсий (рис. 7.5) состоит из нескольких частей. Эмульсия подается в левую часть отстойника, откуда поступает в среднюю сепарационную камеру. Перегородки 2 позволяют регулировать высоту уровня смеси. В сепарационной части исходная смесь разделяется на составляющие под действием сил тяжести. Легкая жидкость поднимается и вытекает из отстойника через верхний штуцер. Тяжелая жидкость опускается, проходит под правой перегородкой 3 и вытекает через нижний штуцер. Каналы для выхода жидкости образуют сообщающиеся между собой сосуды.

Центрифуги могут быть с вертикальным и горизонтальным расположением вала и барабана, периодического действия (подвод суспензии и выгрузка осадка производятся периодически), полупрерывного (суспензия подается непрерывно, а осадок выгружается периодически) и непрерывного действия (подача суспензии и выгрузка осадка осуществляются непрерывно).

Отстойная центрифуга периодического действия с ручной выгрузкой осадка (рис. 7.6) состоит из барабана, насаженного на вращающийся вал и помещенного в корпус. Под действием центробежной силы, возникающей при вращении барабана, твердые частицы осаждаются в виде сплошного слоя осадка на стенке барабана, а осветленная жидкость переливается в кожух и удаляется через расположенный внизу патрубков. По окончании процесса осадок выгружается из центрифуги.

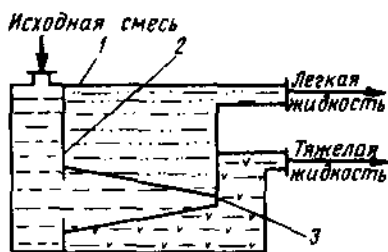


Рис. 7.5. Отстойник для непрерывного разделения эмульсий:
1 — корпус; 2 — левая перегородка; 3 — правая перегородка

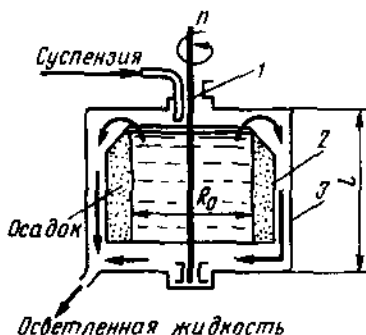


Рис. 7.6. Отстойная центрифуга:
1 — вал; 2 — барабан; 3 — корпус

Процесс в отстойной центрифуге состоит из разделения (осаждения) суспензии и отжима или уплотнения осадка.

В автоматических отстойных центрифугах (рис. 7.7) загрузка материала, промывка, пропаривание и выгрузка осадка выполняются автоматически. Осадок после отделения жидкости снимается ножом 3 или скребком, который срезает его и направляет в желоб или на конвейер. Нож управляется при помощи гидравлического цилиндра; с ножом заблокирован пневматический молоток, который ударяет по желобу для облегчения выгрузки осадка.

Последовательность и продолжительность отдельных стадий полного цикла центрифугирования регулируются электрогидравлическим автоматом, который состоит из масляного насоса, редуктора и гидравлических цилиндров, управляемых сервомотором.

Описанная центрифуга предназначена для разделения грубых и средних суспензий.

Непрерывно действующие отстойные горизонтальные центрифуги со шнековой выгрузкой осадка (НОГШ) применяют в крахмало-паточном производстве для получения концентрированного крахмального осадка и в других производствах.

Центрифуга (рис. 7.8) состоит из ротора и внутреннего шнекового устройства, заключенных в корпус. Суспензия подается через центральную трубу в полый вал шнека. На выходе из этой трубы внутри шнека суспензия под действием центробежной силы распределяется в полости ротора.

Ротор вращается в кожухе в полых цапфах. Шнек вращается в цапфах, находящихся внутри цапф ротора. Под действием центробежной силы твердые частицы отбрасываются к стенкам ротора, а жидкость образует внутреннее кольцо, толщина которого определяется положением сливных отверстий на торце ротора. Образовавшийся осадок перемещается вследствие отставания скорости вращения шнека от скорости вращения ротора к отверстиям в роторе, через которые он выводится в камеру б и удаляется из центрифуги.

При движении вдоль ротора осадок уплотняется. При необходимости он может быть промыт.

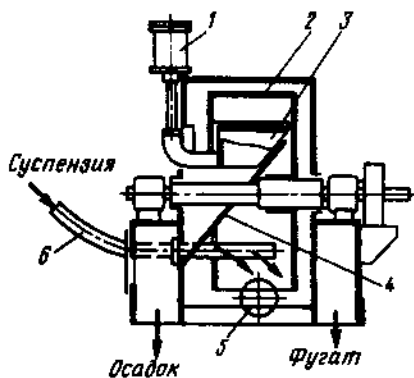


Рис. 7.7. Автоматическая отстойная центрифуга:

1 — гидравлический цилиндр; 2 — барабан; 3 — нож; 4 — желоб; 5 — штуцер для удаления фугата; 6 — труба для суспензии

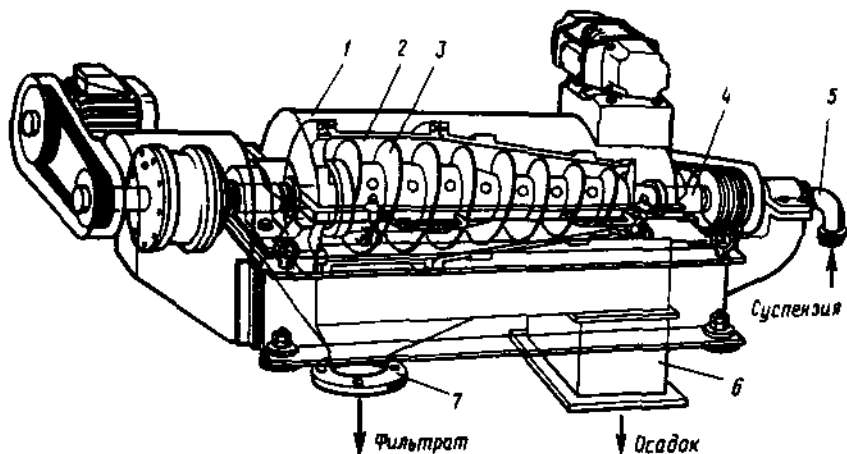


Рис. 7.8. Непрерывнодействующая отстойная горизонтальная центрифуга со шнековой выгрузкой осадка:

1 — корпус; 2 — ротор; 3 — шнековое устройство; 4 — полый вал; 5 — центральная труба; 6 — камера осадка; 7 — патрубок для фильтрата

Осветленная жидкость отводится через сливные отверстия в камеру фильтрата и удаляется через патрубок 7.

Путем изменения частоты вращения ротора и шнека можно регулировать режим работы центрифуги, изменяя продолжительность отстаивания и выгрузки осадка.

Центрифуги типа НОГШ обладают высокой производительностью и применяются для разделения тонкодисперсных суспензий с высокой концентрацией твердой фазы.

Производительность отстойных центрифуг определяется скоростью осаждения, фактором разделения и площадью поверхности осаждения в роторе центрифуги и описывается формулой

$$V_{\tau} = \eta F v_{\text{ц}},$$

где η — коэффициент пропорциональности; $F = 2\pi R_0 L$ — площадь поверхности зеркала суспензии в барабане, м^2 (здесь R_0 — внутренний радиус кольцевого слоя суспензии, м^2 ; L — длина барабана, м); $v_{\text{ц}} = v_0 K_d$ — скорость центробежного осаждения, м/с (здесь v_0 — скорость гравитационного осаждения, м/с ; K_d — фактор разделения).

Из последнего уравнения получено выражение для расчета производительности (в $\text{м}^3/\text{ч}$) отстойных центрифуг с ножевым съемом осадка

$$V_{\tau} = 25,3\eta L n^2 R_0^2 v_0 k, \quad (7.8)$$

где k — отношение продолжительности подачи суспензии к общему времени работы центрифуги.

Производительность (в $\text{м}^3/\text{ч}$) центрифуги НОГШ по суспензии

$$V_T = 3,5 D_{\text{сл}}^2 L_{\text{сл}} (\rho_T - \rho_{\text{ж}}) d^2 n^2 / \mu,$$

где $D_{\text{сл}}$, $L_{\text{сл}}$ — соответственно диаметр и длина сливного цилиндра, м; ρ_T , $\rho_{\text{ж}}$ — плотность соответственно частиц и среды, $\text{кг}/\text{м}^3$; d — наименьший диаметр частиц, м; n — частота вращения ротора, мин^{-1} ; μ — динамический коэффициент вязкости, Па·с.

Сепараторы применяются для разделения тонкодисперсных суспензий и эмульсий: они обеспечивают эффективное отделение дрожжей от сброженной бражки, тонкое осветление виноматериалов, обезжиривание молока и др.

Тарельчатый дрожжевой сепаратор с внутренними соплами (рис. 7.9) состоит из барабана и пакета тарелок, заключенных в корпус, который смонтирован на общей раме с электродвигателем.

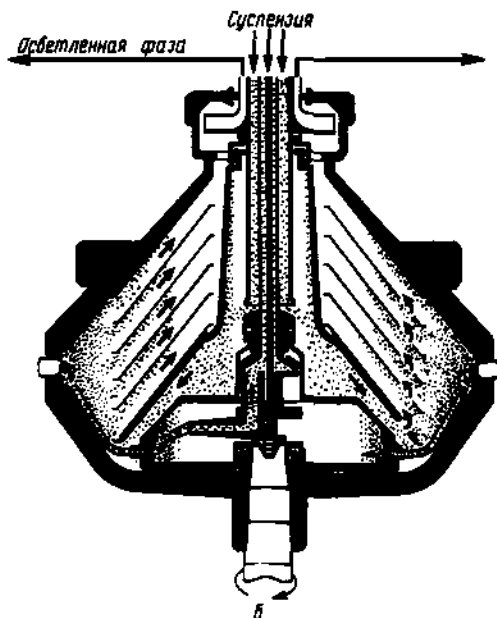
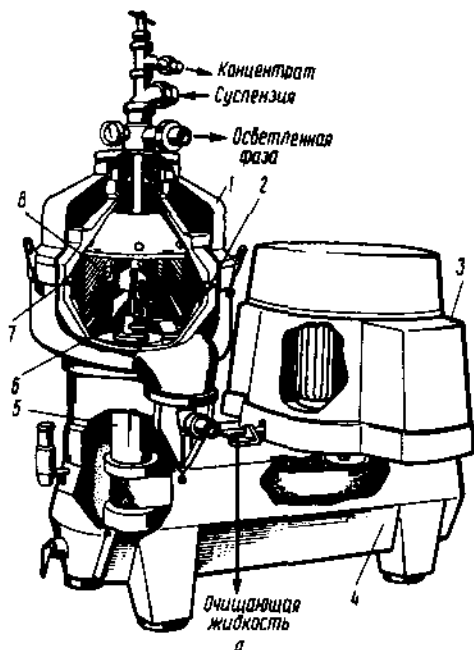


Рис. 7.9. Дрожжевой сепаратор: а — общий вид; б — схема работы тарелок; 1 — корпус; 2 — внутреннее сопло; 3 — привод; 4 — рама; 5 — сменная втулка рабочего вала; 6 — регулируемая напорная труба; 7 — клапан системы безразборной мойки; 8 — пакет тарелок

Вал с насаженными на него тарелками приводится во вращение электродвигателем через ременную передачу. Сепаратор снабжен клапанами для его безразборной промывки. Клапаны автоматически открываются при снижении частоты вращения за счет накопления осадка.

Вход суспензии в сепаратор осуществляется по внешней кольцевой трубе (рис. 7.9,б). Суспензия поступает под нижнюю перфорированную тарелку, достигает под действием центробежной силы нижней поверхности тарелки, частично разделяется и поступает в межтарельчатое пространство вышерасположенной тарелки. Пакет сепарационных тарелок увеличивает эффект сепарирования за счет сокращения пути свободного осаждения дрожжевых частиц. Если дрожжевая частица достигла нижней поверхности тарелки, то можно считать, что она практически выделилась из смеси. Осевшие частицы дрожжей через внутренние сопла поступают во внутреннюю кольцевую трубу и выводятся из сепаратора. Осветленная жидкость выводится по периферийной трубе.

В саморазгружающийся сепаратор (рис. 7.10), который предназначен для разделения суспензий, содержащих более 1% твердых частиц, суспензия подается в барабан сверху через центральную впускную трубку и распределяется по периферии с помощью распределительного конуса. Твердые частицы как более тяжелая фаза направляются к стенке барабана. Жидкость выходит из барабана в его верхней части после прохождения через дисковую насадку и встроенный насос с напорным диском. Осадок

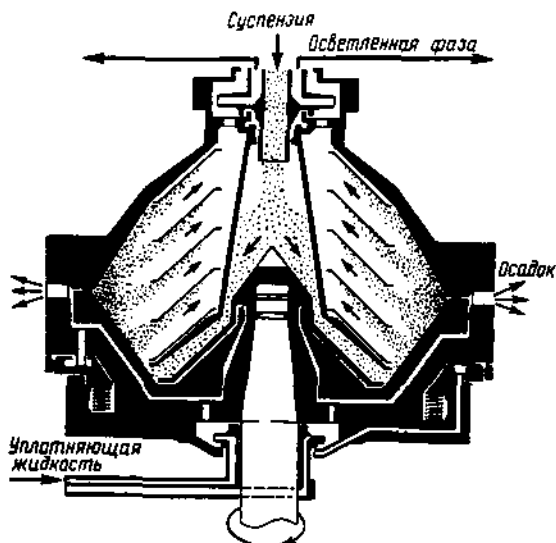


Рис 7.10. Схема работы тарелок саморазгружающегося сепаратора

выгружается из барабана сепаратора через определенные интервалы времени без остановки сепаратора. Выгрузка осадка достигается за счет того, что внутреннее дно барабана может свободно перемещаться по вертикали. Во время сепарирования дно под действием гидравлического давления уплотняющей жидкости прижимается к верхней части барабана, обеспечивая надежную герметизацию. Через определенные интервалы времени автоматически по заданной программе резко снижают давление уплотняющей жидкости, что вызывает перемещение дна барабана вниз. При этом открывается кольцевая щель, через которую под действием центробежной силы выгружаются твердые частицы.

Повышение и понижение гидравлического давления осуществляются посредством «импульсов» рабочей жидкости, подаваемой снаружи в систему, приводящую в действие барабан. Эти импульсы и последующие выгрузки твердых частиц (известны под названием «выстрелов») регулируются устройством для выгрузки, приводимым в действие датчиком времени или самозащелкивающимся устройством, срабатывающим, как только твердые частицы достигают определенного уровня в пространстве, где они удерживаются.

Выгрузка твердых частиц может быть частичной, полной или комбинированной.

Сопловые сепараторы с непрерывным удалением осадка применяют для разделения суспензий, содержащих от 6 до 30 % твердых частиц. Центробежная сила, развиваемая в таких сепараторах, в 6000...9000 раз больше силы тяжести. Производительность достигает 150 м³/ч.

Сепараторы высокопроизводительны, компактны, герметичны, изготавливаются из антикоррозийных материалов, просты в обслуживании (сборка, разборка и периодическая промывка сепараторов производятся с помощью специальных устройств и моющих машин), не требуют значительных затрат ручного труда, могут работать по заданной программе. Недостаток аппаратов — высокая стоимость.

Производительность молочного сепаратора (в м³/ч) можно определить по формуле

$$V_{\tau} = 221,4\eta d_v^2 n^2 z \operatorname{tg} \alpha (R_v^3 - R_{\text{вн}}^3) t,$$

где η — КПД сепаратора ($\eta=0,5\dots0,7$); d_v — диаметр частиц жира, м; n — частота вращения, с⁻¹; z — число тарелок; α — угол наклона тарелок ($\alpha=45\dots55^\circ$); R_v и $R_{\text{вн}}$ — соответственно внешний и внутренний радиусы тарелки, м; t — температура сепарирования, °C ($t=40\dots50$ °C).

Разновидностью соплового сепаратора является бактофуга (рис. 7.11), которая представляет собой герметичный высокоскоростной сопловой сепаратор, выполненный в виде осветлителя и снабжен-

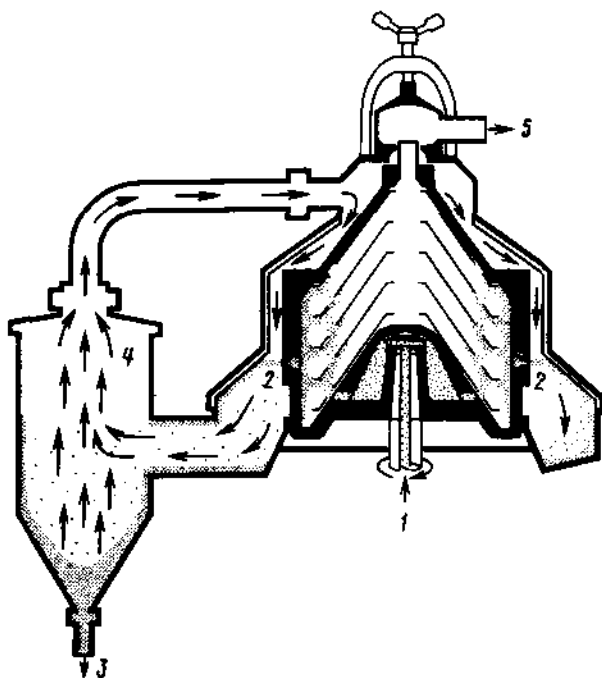


Рис. 7.11. Схема бактофуги:

1 — вход технологической жидкости через полый вал; 2 — выход концентрата через сопла; 3 — штуцер для выхода деаэрированного концентрата из циклона; 4 — лоток циркулирующего воздуха в циклоне; 5 — штуцер для выхода осветленной жидкости из бактофуги

ный рубашкой для охлаждения, а также циклоном для деаэрации концентрата.

Преимущества бактофуги — высокий фактор разделения (это позволяет разделять суспензии, содержащие очень мелкие частицы, такие, как бактерии), непрерывная выгрузка концентрата твердых частиц, не содержащего воздуха; герметичный вход технологической жидкости и выход осветленной жидкости; охлаждение во время сепарирования, наличие устройства для предотвращения утечки загрязненного воздуха.

В бактофуге сепарирование происходит также в барабане с набором конических тарелок. Для непрерывной выгрузки осадка предусмотрены два расположенных по периферии сопла 2. Технологическая жидкость в условиях герметичности подается снизу в полый вал 1 и под действием центробежной силы распределяется по тарелкам. Тяжелая фаза непрерывно разгружается через сопла вместе с небольшим количеством жидкой фазы. Основная часть осветленной

жидкости в условиях герметичности выходит через штуцер 5. Влажный концентрат, выходящий из сопла, собирается в крышке центрифуги, а затем поступает в циклон, где деаэрируется. Концентрат выгружается из циклона через штуцер 3, а загрязненный воздух циркулирует через циклон и крышку барабана циклона.

Такие бактофуги применяют при очистке молока от находящихся в нем бактерий (до 99%), в фармацевтической промышленности для извлечения осажденных белков (таких, как гамма-глобулин) и различных ферментов.

Гидроциклоны применяют для осветления, обогащения суспензий, классификации твердых частиц по размерам от 5 до 150 мкм, а также для очистки сточных вод после мойки пищевых агрегатов.

Корпус гидроциклона (рис. 7.12) состоит из верхней цилиндрической части и конического днища. Качество разделения в гидроциклонах зависит от угла конусности. Оптимальным считают угол, равный 10...15°. При таком угле удлиняются коническая часть гидроциклона и путь твердых частиц и, следовательно, увеличиваются время пребывания частиц и качество разделения.

Суспензия подается тангенциально в цилиндрическую часть и приобретает вращательное движение. Скорость суспензии на входе

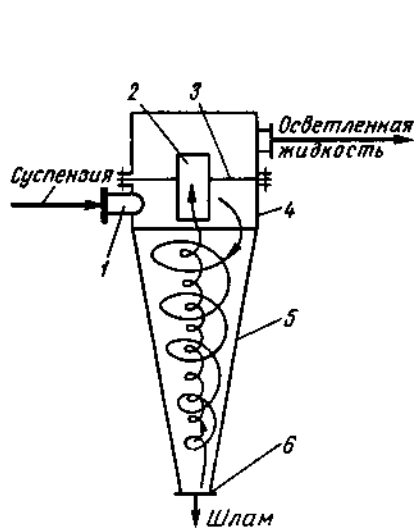


Рис. 7.12. Гидроциклон:

- 1 — тангенциальный штуцер; 2 — патрубок;
3 — перегородка; 4 — цилиндрический корпус;
5 — коническое днище; 6 — штуцер для выхода шлама

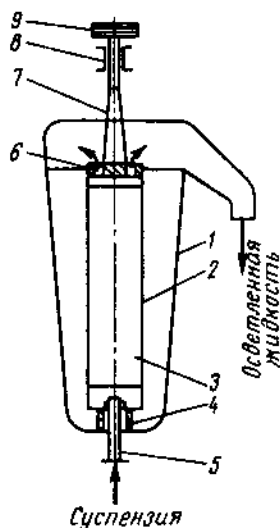


Рис. 7.13. Сверхцентрифуга:

- 1 — корпус; 2 — ротор; 3 — лопасть; 4 — подпятник; 5 — труба; 6 — отверстие для выхода осветленной жидкости; 7 — шпиль; 8 — опора; 9 — шкив

в гидроциклон составляет 5...25 м/с. Под действием центробежной силы твердые частицы отбрасываются к стенкам гидроциклона и движутся по спиральной траектории вдоль стенок вниз к штуцеру б, через который отводятся в виде шлама. Осветленная жидкость движется во внутреннем спиральном потоке вверх вдоль оси гидроциклона и удаляется через патрубки 2.

Гидроциклоны, применяемые в качестве классификаторов, имеют диаметр 300...350 мм и высоту 1,0...1,2 м. Для сгущения грубых суспензий используются гидроциклоны диаметром 100 мм, для сгущения и осветления тонких суспензий — гидроциклоны диаметром 10...15 мм, обычно объединяемые в общий агрегат, в котором они работают параллельно (мультигидроциклон).

Производительность гидроциклонов (в м³/ч) может быть рассчитана по уравнению

$$V_{\tau} = 3,19 d_{\text{сл}} D \sqrt{\Delta p},$$

где $d_{\text{сл}}$ — диаметр сливной патрубка, м; D — диаметр цилиндрической части, м; Δp — перепад давления в гидроциклоне. Н/м².

Сверхцентрифуги (рис. 7.13) имеют ротор малого диаметра — не более 200 мм, вращающийся с большой скоростью — до 4500 мин⁻¹. Фактор разделения составляет 15 000. В таких центрифугах разделяют очень тонкодисперсные суспензии и эмульсии (обезжиривание молока).

Контрольные вопросы и задания. 1. Какие неоднородные системы разделяют методом отстаивания? 2. В чем заключается расчет отстойников? 3. Что является движущей силой отстаивания? Как она определяется? 4. Какими методами можно повысить эффективность разделения неоднородных смесей по сравнению с отстаиванием? 5. Назовите факторы, которыми определяется эффективность разделения в поле центробежных сил. 6. Какое оборудование применяется для разделения неоднородных смесей? 7. Отстойники каких конструкций используются для разделения суспензий? 8. Какие типы отстойных центрифуг применяются для разделения суспензий? 9. Что является движущей силой в центрифугах, сепараторах и гидроциклонах? Каково соотношение движущих сил в отстойниках и центрифугах? 10. В чем заключается расчет отстойных центрифуг? 11. Перечислите методы разделения тонкодисперсных суспензий и эмульсий. 12. Чем различаются конструкции сепараторов для разделения эмульсий и суспензий? 13. В каких случаях применяют гидроциклоны, сепараторы и сверхцентрифуги?

Задача 7.1. Определить эффективность разделения и площадь отстаивания для непрерывного разделения водной суспензии. Производительность отстойника $G_{\text{с}} = 50$ т/ч по исходной суспензии. Начальная концентрация суспензии $x_{\text{с}} = 10$ мас. %. Минимальный диаметр частиц суспензии 30 мкм. Температура суспензии 15 °С. Концентрация частиц в осветленной суспензии $x_{\text{п}} = 2$ мас. %. Концентрация частиц в осадке $x_{\text{о}} = 70$ мас. %. Плотность частиц $\rho_{\text{ч}} = 2200$ кг/м³.

Для определения площади отстаивания воспользуемся формулой (7.3). Считая, что отстаивание происходит в ламинарном режиме, определим скорость отстаивания по формуле Стокса $v_{\text{о}} = g d^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}}) / (18 \mu_{\text{ж}}) = 9,81 \cdot 3 \cdot 10^{-10} (2200 - 1000) / (18 \cdot 1,14 \cdot 10^{-3}) = 0,000516$ м/с (где $\mu_{\text{ж}} = 1,14$ Па·с — вязкость суспензии при 15 °С). Проверим значение критерия Re: $Re = v_{\text{о}} \rho_{\text{ж}} / \mu_{\text{ж}} = 0,000516 \cdot 3 \cdot 10^{-5} \cdot 10^3 / (1,14 \cdot 10^{-3}) = 0,01358$. Так как $Re < 0,2$,

режим отставания ламинарный. Действительная скорость стесненного отставания $v'_0 = 0,5v_0 = 0,5 \cdot 0,000516 = 0,000258$ м/с.

$$\text{Площадь отставания } F_0 = \frac{G_c}{3600 \rho_m v'_0} \frac{x_p - x_c}{x_0 - x_n} = \frac{50 \cdot 10^3}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,000258} \frac{70 - 10}{70 - 2} = 47,5 \text{ м}^2.$$

$$\text{Производительность отстойника по осветленной суспензии } G_n = G_c \frac{x_0 - x_c}{x_0 - x_n} = 50 \cdot 10^3 \times \frac{70 - 10}{70 - 2} = 44,1 \cdot 10^3 \text{ кг/ч.}$$

$$\text{Эффективность разделения } \mathcal{E}_p = \frac{G_c x_c - G_n x_0}{G_c x_c} = \frac{50 \cdot 10^3 \cdot 10 - 44,1 \cdot 10^3 \cdot 2}{50 \cdot 10^3 \cdot 10} = 82,23\%.$$

Задача 7.2. Определить часовую производительность осадительной центрифуги по следующим данным: наименьший размер частиц 5 мкм, плотность частиц 2000 кг/м³, температура суспензии 30 °С. Характеристики центрифуги: диаметр барабана 800 мм; длина барабана 400 мм; диаметр борта 570 мм; частота вращения 1200 мин⁻¹. Цикл работы центрифуги $\tau_n = 22$ мин, из них $\tau_p = 20$ мин — подача суспензии, $\tau_r = 2$ мин — разгрузка осадка.

Производительность центрифуги определяем по формуле (7.8). При этом скорость осаждения находим по формуле Стокса $v_s = g d^2 (\rho_p - \rho_m) / (18 \mu_m) = 9,81 \cdot 5^2 \cdot 10^{-12} \times (2000 - 1000) / (18 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3}) = 1,7 \cdot 10^{-5}$ м/с (где $\mu_m = 0,8 \cdot 10^{-3}$ Па·с — динамический коэффициент вязкости воды при 30 °С). Скорость осаждения под действием центробежной силы $v_c = v_0 (R \omega^2 / g) = 1,7 \cdot 10^{-5} (0,285 \cdot 1200^2 / 900) = 7,75 \cdot 10^{-3}$ м/с.

Проверяем режим осаждения: $Re = v_c d \rho_m / \mu_m = 7,75 \cdot 10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{-6} \cdot 10^3 / (0,8 \cdot 10^{-3}) = 0,048$, т. е. режим ламинарный, так как $Re < 0,2$.

Находим $k = \tau_p / \tau_n = 20 / 22 = 0,909$.

Принимая $\eta = 0,45$, производительность центрифуги $V_r = 25,3 \cdot 0,45 \cdot 0,4 \cdot 1200^2 \cdot 0,285^2 \times 1,7 \cdot 10^{-3} \cdot 0,909 = 8,24$ м³/ч.

Глава 8

ФИЛЬТРОВАНИЕ

8.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Фильтрованием называется процесс разделения суспензий, пылей и туманов через пористую, так называемую фильтровальную перегородку, способную пропускать жидкость или газ, но задерживать взвешенные в них частицы (фильтрация в отличие от фильтрования — это движение жидкости или газа сквозь пористую среду, например просачивание воды сквозь грунт основания плотины). Фильтрование осуществляется под действием разности давлений перед фильтрующей перегородкой и после нее или в поле центробежных сил.

Интенсивность фильтрования зависит от качества суспензий, полученных на предыдущих стадиях технологического процесса: дисперсной системы с пониженным сопротивлением осадка, без смолистых, слизистых и коллоидных веществ.

При разделении неоднородных систем фильтрованием возникает необходимость выбора конструкции фильтра или фильтрующей центрифуги, фильтровальной перегородки, режима фильтрования.

В качестве фильтрующих материалов применяют зернистые материалы — песок, гравий для фильтрования воды, различные ткани, картон, сетки, пористые полимерные материалы, керамику и т.д.

По целевому назначению процесс фильтрования может быть очистным или продуктовым.

Очистное фильтрование применяют для разделения суспензий, очистки растворов от различного рода включений. В этом случае целевым продуктом является фильтрат. В пищевой промышленности очистное фильтрование используют при осветлении вина, вино-материалов, молока, пива и других продуктов.

Назначение продуктового фильтрования — выделение из суспензии диспергированных в них продуктов в виде осадка. Целевым продуктом является осадок. Примером такого фильтрования является разделение дрожжевых суспензий.

8.2. ВИДЫ ФИЛЬТРОВАНИЯ

При разделении суспензий в зависимости от вида фильтровальной перегородки и свойств самой суспензии фильтрование может происходить с образованием осадка на поверхности перегородки, с закупориванием пор фильтрующей перегородки и с тем и другим явлениями одновременно (промежуточный вид фильтрования).

Фильтрование с образованием осадка на поверхности фильтрующей перегородки имеет место, когда диаметр твердых частиц больше диаметра пор перегородки (рис. 8.1,а). Этот способ осуществим при концентрации твердой фазы суспензии более 1 мас. %, когда создаются благоприятные условия для образования сводиков над входами в поры фильтровальной перегородки. Образованию сводиков способствует увеличение скорости осаждения и концентрации твердой фазы в суспензии.

Фильтрование с закупориванием пор (рис. 8.1,б) происходит, когда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перего-

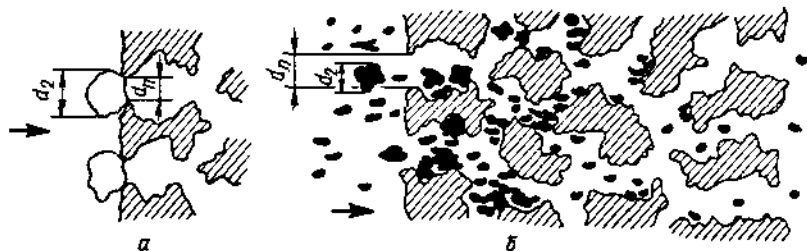


Рис. 8.1. Схемы фильтрования:
а — с образованием осадка; б — с закупориванием пор

родки. Закупоривание пор твердыми частицами наблюдается уже в начальный период процесса фильтрования, что снижает производительность фильтра. Для поддержания ее на должном уровне фильтр регенерируют, промывая обратным током жидкости либо прокаливая металлические фильтровальные перегородки.

Промежуточный вид фильтрования имеет место в случае одновременного закупоривания пор фильтровальной перегородки и отложения осадка на поверхности фильтровальной перегородки.

Для повышения скорости фильтрования при разделении суспензий с небольшой концентрацией твердой фазы либо содержащих слизистые вещества фильтрование проводят в присутствии вспомогательных веществ, препятствующих закупориванию пор фильтровальной перегородки. Слой вспомогательного вещества наносят на фильтровальную перегородку перед фильтрованием суспензии. В качестве вспомогательных веществ используют тонкодисперсные угли, перлит, асбест, кизельгур, фиброфло, аксанит и другие материалы.

8.3. ДВИЖУЩАЯ СИЛА И СКОРОСТЬ ПРОЦЕССА

Движущая сила процесса фильтрования — разность давлений по обе стороны фильтровальной перегородки либо центробежная сила. Разность давлений можно получить разными способами: созданием избыточного давления над фильтровальной перегородкой либо подсоединением пространства под фильтровальной перегородкой к вакуумной линии. В этих случаях фильтрование происходит при постоянном перепаде давлений и скорость процесса прямо пропорциональна разности давлений и обратно пропорциональна сопротивлению осадка. Процесс описывается кинетическим уравнением

$$\frac{dV}{Fdt} = \frac{\Delta p}{\mu(R_o + R_{\phi.n})}, \quad (8.1)$$

где V — объем фильтрата, м^3 ; F — площадь поверхности фильтрования, м^2 ; t — продолжительность фильтрования, с ; Δp — перепад давлений, $\text{Н}/\text{м}^2$; μ — вязкость жидкой фазы, $\text{Н}\cdot\text{с}/\text{м}^2$; R_o и $R_{\phi.n}$ — сопротивление соответственно осадка и фильтровальной перегородки, м^{-1} .

Примем, что при прохождении 1 м^3 фильтрата образуется $x_o \text{ м}^3$ осадка, тогда

$$x_o V = h_o F, \quad (8.2)$$

где h_o — высота слоя осадка, м ,

откуда $h_o = x_o V / F$.

Допустим, что сопротивление слоя осадка пропорционально его высоте:

$$R_o = r_o h_o = r_o x_o V/F, \quad (8.3)$$

где r_o — удельное сопротивление осадка, m^{-2} .

Подставим полученное соотношение в уравнение (8.1)

$$\frac{dV}{Fdt} = \frac{\Delta p}{\mu(r_o x_o V/F + R_{\phi.n})}. \quad (8.4)$$

Пренебрегая сопротивлением фильтровальной перегородки, получим

$$r_o = \frac{\Delta p}{\mu h_o v},$$

где v — скорость фильтрации.

Для начального момента фильтрования ($V=0$) $R_{\phi.n} = \Delta p/(\mu v)$.

Для случая фильтрования при $\Delta p = \text{const}$ из уравнения (8.4) после его интегрирования в пределах $0 - V$ и $0 - \tau$ получим

$$V^2 + 2 \frac{R_{\phi.n} F}{r_o x_o} V = 2 \frac{\Delta p F^2}{\mu r_o x_o} \tau. \quad (8.5)$$

Полученное уравнение применимо как к сжимаемым, так и к несжимаемым осадкам и показывает, что с увеличением объема фильтрата скорость фильтрации уменьшается.

Решая уравнение (8.5) относительно продолжительности фильтрования τ , получим

$$\tau = \frac{\mu x_o r_o}{2 \Delta p} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{R_{\phi.n}}{\Delta p} \frac{V}{F} \quad (8.6)$$

или с учетом выражения (8.2)

$$\tau = \frac{\mu r_o}{2 \Delta p x_o} h_o^2 + \frac{R_{\phi.n}}{\Delta p x_o} h_o. \quad (8.7)$$

Таким образом, продолжительность фильтрования прямо пропорциональна квадрату объема полученного фильтрата.

Решая его же относительно удельной производительности фильтра $V_f = V/F$ (в m^3/m^2), получим

$$V_f = \sqrt{\frac{2 \Delta p}{\mu x_o r_o} \tau + \left(\frac{R_{\phi.n}}{\mu x_o r_o} \right)^2} - \frac{R_{\phi.n}}{\mu x_o r_o}. \quad (8.8)$$

Для случая фильтрования при $v = \text{const}$ из уравнения (8.4) получим

$$V^2 \mu x_o r_o + R_{\phi.n} V F \mu = \Delta p F^2 \tau, \quad (8.9)$$

или

$$V^2 + \frac{R_{\text{ф.п}} F}{r_0 x_0} V = \frac{\Delta p F^2}{\mu r_0 x_0} \tau,$$

откуда

$$\Delta p = \mu x_0 r_0 (V/F)^2 \frac{1}{\tau} + \mu R_{\text{ф.п}} (V/F) \frac{1}{\tau}, \quad (8.10)$$

или $\Delta p = \mu x_0 r_0 v^2 + \mu R_{\text{ф.п}} v$.

Таким образом, перепад давления возрастает с увеличением продолжительности фильтрования:

$$\tau = \frac{\mu x_0 r_0}{\Delta p} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{R_{\text{ф.п}}}{\Delta p} \frac{V}{F},$$

т. е. пропорционально квадрату объема полученного фильтрата.

Удельная производительность фильтра (в м³/м²)

$$V_f = \sqrt{\frac{\Delta p}{\mu x_0 r_0} \tau + \left(\frac{R_{\text{ф.п}}}{2\mu x_0 r_0} \right)^2} - \frac{R_{\text{ф.п}}}{2\mu x_0 r_0}. \quad (8.11)$$

Фильтрация под действием центробежной силы проводят в фильтрующих центрифугах. Фильтрующая центрифуга в отличие от отстойной (см. рис. 7.6) имеет перфорированный барабан, обтянутый внутри фильтровальной тканью. Суспензия под действием центробежной силы отбрасывается на фильтровальную ткань. Дисперсионная жидкая фаза фильтруется через ткань, фильтрат выводится из центрифуги, а взвешенные частицы задерживаются на фильтровальной ткани, образуя осадок.

Процесс фильтрования можно разделить на три периода: образование осадка, его уплотнение и отжим.

При центробежном фильтровании на массу элементарного кольца суспензии действует центробежная сила

$$dG_n = dm\omega^2 r,$$

где dm — масса элементарного кольца, кг; ω — угловая скорость ($\omega = \pi n/30$), с⁻¹; r — расстояние кольца от оси вращения, м.

Отношение центробежной силы к силе тяжести, как было указано выше, является фактором разделения, характеризующим эффективность разделения суспензии в центрифуге. Фактор разделения растет пропорционально квадрату угловой скорости вращения барабана центрифуги и уменьшению его диаметра.

Производительность фильтрующих центрифуг рассчитывают на основании теории фильтрования. Движущая сила процесса, действу-

ющая на элементарный объем суспензии $dv = 2\pi r L dr$ (рис. 8.2),

$$dp_{\Pi} = dG_{\Pi}/F = F dr \rho_c \omega^2 r / F = \rho_c \omega^2 r dr, \quad (8.12)$$

где L — высота барабана центрифуги, м; ρ_c — плотность суспензии, кг/м³.

Движущую силу найдем, проинтегрировав полученное выражение в пределах от R_0 до R : $\Delta p_{\Pi} = \rho_c \omega^2 (R^2 - R_0^2)/2$.

Скорость центробежного фильтрования

$$v_{\Pi} = \frac{\Delta p}{R_{\Phi.п.} + r_o x_o} = 0,5 \frac{\rho_c \omega^2 (R^2 - R_0^2)}{R_{\Phi.п.} + r_o x_o}, \quad (8.13)$$

где $R_{\Phi.п.}$ — сопротивление фильтрующей перегородки; r_o — удельное сопротивление слоя осадка; x_o — толщина слоя осадка, которая для непрерывнодействующих центрифуг не изменяется во времени; R , R_0 — соответственно внешний и внутренний радиусы барабана центрифуги.

Продолжительность фильтрования определим из уравнения (8.5)

$$\tau = \frac{x_o r_o}{2 \Delta p_{\Pi}} \left(\frac{v}{F} \right)^2 + \frac{R_{\Phi.п.}}{\Delta p_{\Pi}} \frac{v}{F}.$$

Отметим, что уравнения (8.5), (8.9) и (8.13) являются приближенными, так как не учитывают осаждения твердых частиц под действием гравитационных сил, благодаря чему слой осадка растет быстрее, чем отбираемый фильтрат; кроме того, осадки на фильтровальной перегородке сжимаются под действием перепада давлений и их сопротивление растет быстрее, чем высота слоя осадка.

На практике отношение объема осадка к объему фильтрата x_o , удельное объемное сопротивление осадка r_o и сопротивление фильтровальной перегородки $R_{\Phi.п.}$ определяют экспериментальным путем.

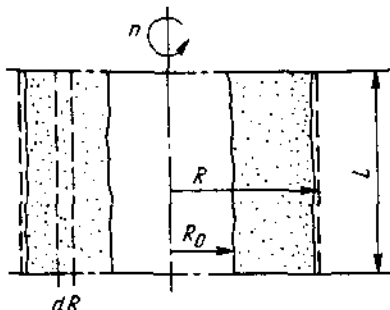


Рис. 8.2. К расчету производительности фильтрующих центрифуг

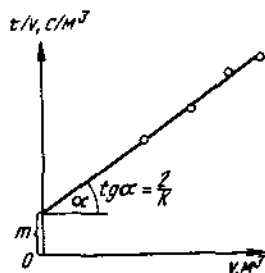


Рис. 8.3. К определению констант фильтрования

Уравнение (8.5) при $F=1 \text{ м}^2$ может быть представлено в виде

$$V^2 + 2CFV = 2KF^2\tau, \quad (8.14)$$

где C — константа фильтрования, характеризующая гидравлическое сопротивление фильтрующей перегородки, $\text{м}^3/\text{м}^2$; K — константа фильтрования, учитывающая режим фильтрования и физико-химические свойства осадка в жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$.

$$C = R_{\text{ф.п}}/(r_0 x_0); \quad (8.15)$$

$$K = 2\Delta p/(\mu r_0 x_0). \quad (8.16)$$

Преобразуем уравнение (8.14)

$$\tau/V = 2V/K + 2C/K. \quad (8.17)$$

Уравнение (8.17) является уравнением прямой линии, наклоненной к горизонтальной оси под углом α , тангенс которого $\text{tg } \alpha = 2/K$, и отсекающей на оси ординат отрезок $m = 2C/K$ (рис. 8.3). Для построения этой линии откладывают по оси абсцисс измеренные значения V_1, V_2, \dots, V_n , а по оси ординат — соответствующие значения $\tau_1/V_1, \tau_2/V_2, \dots, \tau_n/V_n$.

По найденным значениям K и C по уравнениям (8.15) и (8.16) определяют r_0 и $R_{\text{ф.п}}$.

Величину x_0 находят в результате измерения объемов фильтрата и осадка.

8.4. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ФИЛЬТРОВАНИЯ

По принципу действия фильтровальное оборудование делится на оборудование, работающее при постоянном перепаде давления либо при постоянной скорости фильтрования; по способу создания перепада давления на фильтровальной перегородке — на работающее под вакуумом либо под избыточным давлением; в зависимости от организации процесса — на оборудование непрерывного и периодического действия.

Избыточное давление может создаваться силами давления или центробежной силой. В зависимости от способа создания перепада давления фильтровальное оборудование может быть разделено на фильтры и центрифуги.

Фильтры, используемые для разделения суспензии, работают как под вакуумом, так и под избыточным давлением, периодически и непрерывно. К фильтрам, работающим под давлением, предъявляют повышенные требования к механической прочности. Их изготавливают по нормам Госгорконтлонадзора для сосудов, работающих под давлением.

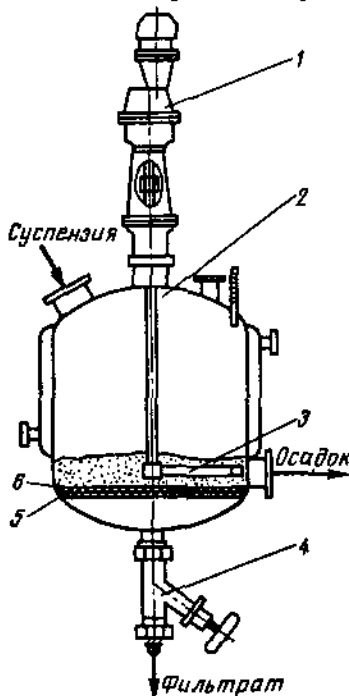
В фильтрах периодического действия осадок удаляется после прекращения процесса фильтрования, в фильтрах непрерывного действия — по мере необходимости без остановки процесса.

При разработке новых видов фильтровального оборудования следует ориентироваться на создание компактных аппаратов с развитой фильтровальной поверхностью, позволяющих проводить ее регенерацию без остановки технологического процесса.

Н у т ч - ф и л ь т р (рис. 8.4), работающий как под вакуумом, так и под избыточным давлением, широко распространен в малотоннажных производствах. Выгрузка из него осадка механизирована. Для сброса осадка фильтр снабжен перемешивающим устройством в виде однолопастной мешалки. Для удаления осадка из фильтра на цилиндрической части корпуса предусмотрен люк.

Суспензия и сжатый воздух подаются через отдельные штуцера, фильтрат удаляется через спускной кран 4. Фильтр снабжен предохранительным клапаном.

Цикл работы фильтра состоит из заполнения его суспензией, фильтрования суспензии под давлением, удаления осадка с фильтровальной перегородки при вращающейся мешалке и регенерации фильтровальной перегородки. В таких фильтрах может проводиться одновременно промывка осадка.



Для фильтрования суспензии применяют фильтровальные перегородки из картона, бельтинга и синтетических волокон. Преимуществами фильтровальных перегородок из синтетических волокон являются высокая механическая прочность, термическая и химическая стойкость.

Из синтетических волокон изготовляют фильтровальные перегородки с постепенно изменяющейся плотностью, что обеспечивает глубинное фильтрование суспензий, содержащих малое количество твердой фазы. Меняющаяся по глубине плотность фильтровального материала позволяет захватывать частицы по всей глубине фильтра. При этом крупные частицы задерживаются в

Рис. 8.4. Нутч-фильтр с перемешивающим устройством:

1 — привод; 2 — корпус фильтра; 3 — мешалка; 4 — спускной кран; 5 — фильтровальная перегородка; 6 — фильтровальная ткань

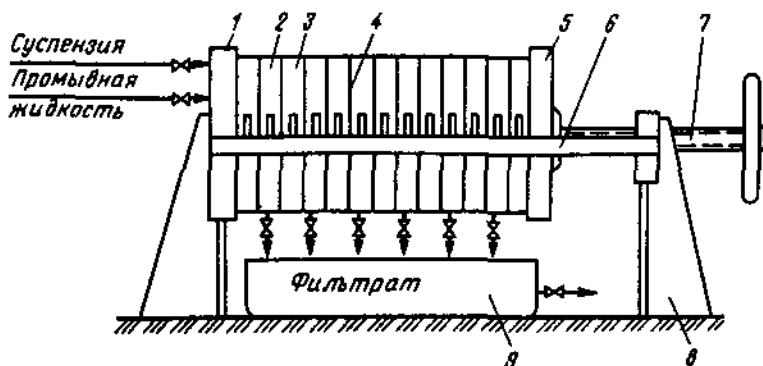


Рис. 8.5. Рамный фильтр-пресс:

1 — упорная плита; 2 — рама; 3 — плита; 4 — фильтровальная перегородка; 5 — подвижная плита; 6 — горизонтальная направляющая; 7 — винт; 8 — станина; 9 — желоб

наружных, а мелкие — в глубинных слоях фильтра. Селективное фильтрование обеспечивает высокую скорость фильтруемой среды, предотвращает закупоривание поверхностных пор и продлевает срок службы фильтров.

Рамный фильтр-пресс (рис. 8.5) используется для осветления виноматериалов, вина, молока и пива. Фильтрующий блок состоит из чередующихся рам и плит с зажатой между ними фильтровальной тканью или картоном. Рамы и плиты зажимаются в направляющих 6 зажимным винтом 7. Фильтр монтируют на металлической станине.

Каждая рама и плита (рис. 8.6) имеют каналы для ввода суспен-

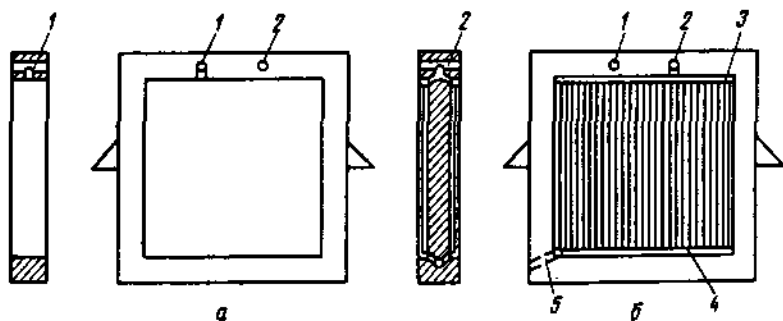


Рис. 8.6. Рама (а) и плита (б) фильтр-пресса:

1, 2 — каналы для ввода суспензии и промывной жидкости; 3 — дренажный канал; 4 — сборный канал; 5 — отводной канал

зии и промывной жидкости. На поверхности плит с обеих сторон расположены сборные каналы 4, ограниченные сверху дренажными каналами, а снизу отводным каналом.

При фильтровании (рис. 8.7, а) суспензия под давлением подается через каналы в рамах и плитах и распределяется по всем рамам. Фильтрат стекает по дренажным и сборным каналам в плитах и удаляется через отводные каналы. При промывке осадка (рис. 8.7, б) промывная жидкость под давлением вводится через соответствующие каналы, распределяется по рамам и проходит обратным током через фильтровальную перегородку, промывает осадок, а затем удаляется из фильтра через отводные каналы. При промывке отводные каналы всех нечетных плит блока должны быть закрыты.

Основной недостаток рамных фильтр-прессов — трудоемкость выгрузки осадка и замены фильтровальной перегородки. Для выгрузки осадка необходимы разборка вручную фильтровального блока и промывка плит и рам.

Фильтр-пресс автоматизированный камерный с механизированной выгрузкой осадка (ФПАКМ) используют для разделения тонкодисперсных суспензий концентрацией 10...500 кг/м³ при температурах до 80 °С. Является фильтром периодического действия. Он состоит из ряда прямоугольных фильтров (рис. 8.8), расположенных вплотную один под другим, благодаря чему возрастает удельная площадь поверхности фильтрования по отношению к площади, занимаемой фильтром.

В положении А в камеру из коллектора 8 последовательно поступают суспензия на разделение, жидкость для промывки и сжатый воздух для подсушки осадка. Фильтрат, промывная жидкость и воз-

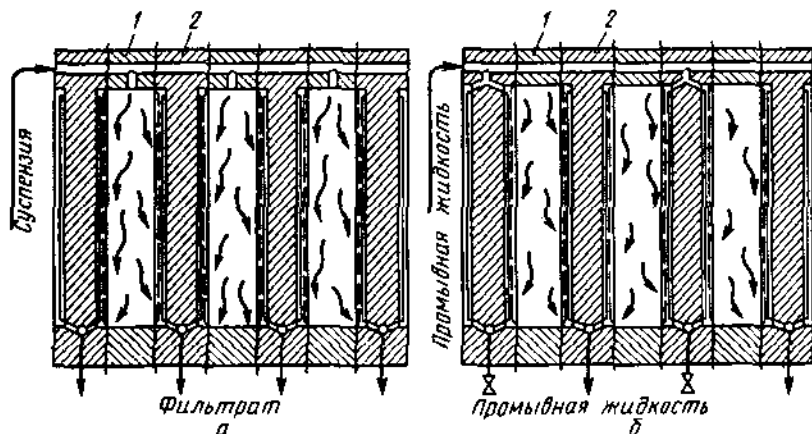


Рис. 8.7. Схема работы рамного фильтр-пресса:
а — фильтрование; б — промывка осадка; 1 — рама; 2 — плита

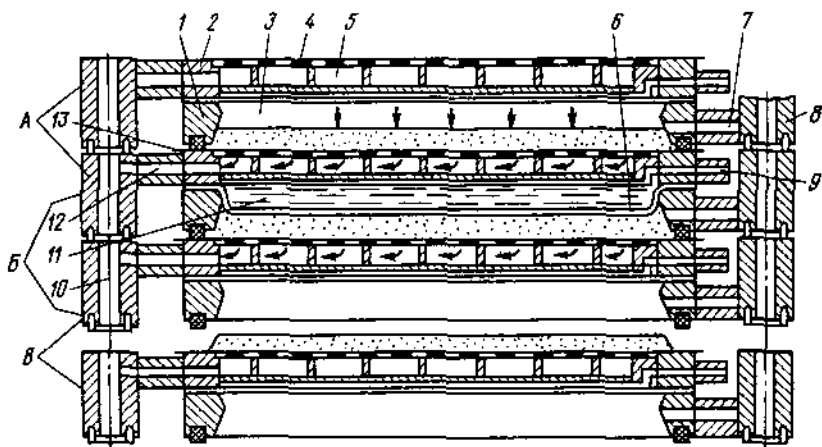


Рис. 8.8. Фильтр-пресс с горизонтальными камерами (ФПАКМ):
 1 — нижняя плита; 2 — верхняя плита; 3 — пространство для суспензии и осадка; 4 — перфорированный лист; 5 — пространство для фильтрата; 6 — эластичная диафрагма; 7, 9, 12 — каналы; 8 — коллектор для суспензии; 10 — коллектор для отвода фильтрата; 11 — пространство для воды; 13 — фильтровальная ткань

дух отводятся по каналам 12 в коллектор 10. В пространстве 11 по каналам 9 подается вода под давлением, которая с помощью водонепроницаемой диафрагмы 6 отжимает осадок (положение Б). Затем плиты раздвигаются и осадок удаляется из фильтра через образовавшиеся щели (положение В).

Барабанные вакуум-фильтры применяют при непрерывном разделении суспензий концентрацией 50...500 кг/м³. Твердые частицы могут иметь кристаллическую, волокнистую, аморфную, коллоидальную структуру. Производительность фильтра зависит от структуры твердых частиц и снижается в указанной выше последовательности.

Барабанные вакуум-фильтры (рис. 8.9) выпускают с внеш-

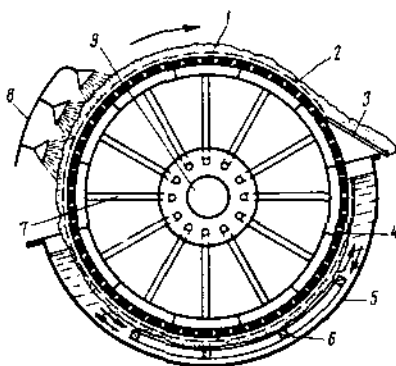


Рис. 8.9. Барабанный вакуум-фильтр с распределительной головкой:
 1 — перфорированный барабан; 2 — фильтровальная ткань; 3 — ножовое устройство; 4 — секция; 5 — корыто; 6 — мешалка; 7 — труба; 8 — разбрызгиватель; 9 — распределительная головка

ней и внутренней фильтрующей поверхностью, которая обтягивается текстильной фильтровальной тканью. Вращающийся горизонтальный перфорированный барабан разделен перегородками на несколько секций одинаковой формы, которые за оборот барабана проходят несколько рабочих зон: фильтрования, обезживания, промывки, удаления осадка и регенерации фильтровальной ткани. Устройством, управляющим работой фильтра, является распределительная головка, через которую секции барабана в определенной последовательности подсоединяют к магистралям вакуума, сжатого воздуха и промывной жидкости.

В стадии фильтрования зона фильтра под фильтрующей тканью соединяется с вакуумом и фильтрат, находящийся в корыте, проходит через фильтровальную ткань. Осадок откладывается на ее поверхности. Промытый и подсушенный осадок непрерывно срезается ножом. Чтобы взвешенные частицы не отстаивались, корыто снабжено качающейся мешалкой.

Для извлечения пива и дрожжей из дрожжевой суспензии, образующейся при седиментации в бродильных чанах и танках, применяют барабанный вакуум-фильтр, изображенный на рис. 8.10. Фильтровальный элемент состоит из крупноячейистой сетки, на которую накладывается мелкоячейистая сетка. Для улучшения условий фильтрования на мелкоячейистую сетку намывается слой вспомогательного материала — кизельгура либо картофельного крахмала. Пивная или дрожжевая суспензия, подаваемая из бака, при вращении барабана равномерно распределяется по фильтровальной поверхности, а дрожжевой осадок (лепешка) срезается ножом, уста-

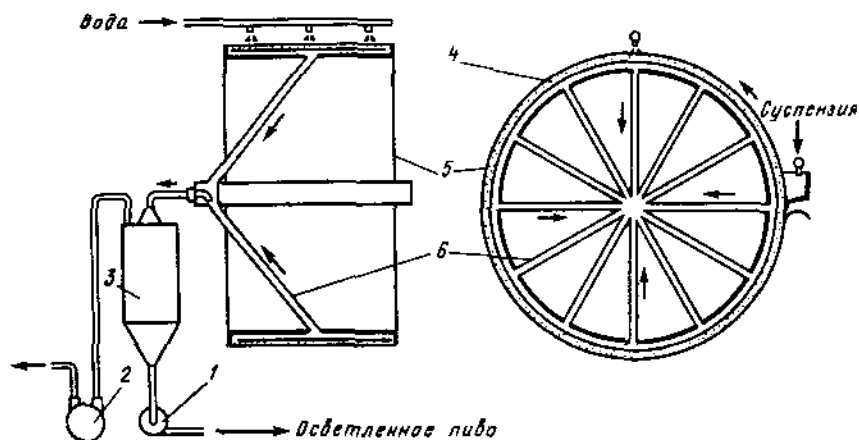


Рис. 8.10. Барабанный вакуум-фильтр:

1 — насос для фильтрата; 2 — вакуум-насос; 3 — пеногаситель; 4 — фильтровальный элемент; 5 — барабан; 6 — труба для фильтрата

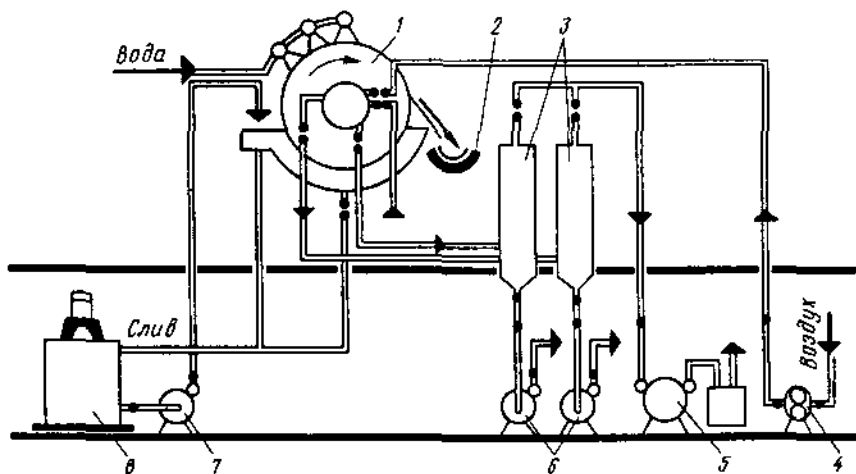


Рис. 8.11. Схема фильтровальной установки:
 1 — барабанный вакуум-фильтр; 2 — приемник осадка; 3 — сборники фильтрата и промывной жидкости; 4 — воздуходувка; 5 — вакуум-насос; 6 — насосы для отбора фильтрата и промывной жидкости; 7 — насос для суспензии; 8 — емкость для суспензии

новленным над баком. Содержание сухих веществ в дрожжевой лепешке достигает 25...28 %. Обрызгивание подсыхающей лепешки водой способствует увеличению выхода пива примерно на 20 %.

Детали фильтра, находящиеся в контакте с фильтрующей средой, выполнены из нержавеющей стали. Все детали фильтра легко очищаются.

Схема фильтровальной установки с барабанным вакуум-фильтром показана на рис. 8.11. Суспензия подается в корыто фильтра, где установлена качающаяся мешалка, препятствующая сепарации крупных твердых частиц большой плотности. При погружении 30 % поверхности барабана в суспензию он подключается к вакуум-наосу. Фильтрат и промывная жидкость собираются в сборниках 3, где от них отделяется воздух, поступивший в фильтр во время обезвоживания и промывки осадка, и затем откачиваются насосами.

Д и с к о в ы е ф и л ь т р ы (рис. 8.12) применяют для разделения тонкодисперсных суспензий; они работают под давлением с намывным слоем вспомогательного вещества. Дисковый фильтр представляет собой вертикальную емкость с обогреваемой рубашкой. Внутри фильтра на полый вал 6 насажены дисковые металлические перфорированные фильтровальные элементы 7. На диски натягивают полипропиленовую или другую фильтровальную ткань, закрепляемую хомутами. Рабочее давление в фильтре достигает 0,5 МПа, в рубашке — 0,3 МПа.

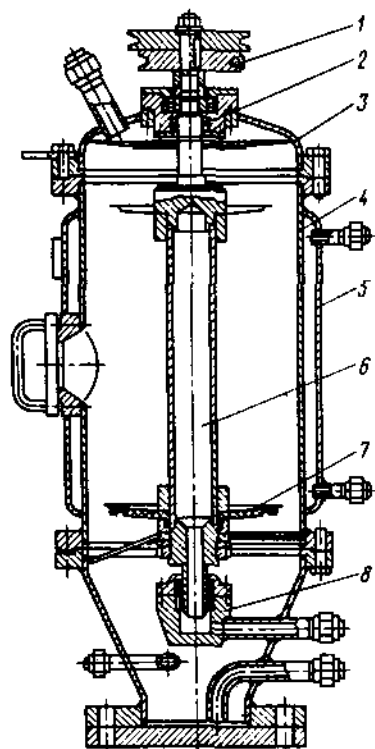


Рис. 8.12. Дискový фильтр:
1 — шкив; 2 — сальниковое уплотнение; 3 — крышка;
4 — корпус фильтра; 5 — рубашка; 6 — вал; 7 —
фильтровальный элемент; 8 — подпятник

В дисковых фильтрах предусмотрен центробежный сброс подсушенного осадка. Полный вал вместе с фильтровальными дисками приводится во вращение электро- и гидродвигателем. Частота вращения вала достигает 250 мин^{-1} . Вал имеет сальниковые тефлоновые уплотнения.

Перед фильтрованием на фильтровальные элементы намывают слой вспомогательного вещества, суспензия которого готовится в суспензаторе. Готовая суспензия прокачивается насосом через фильтровальные элементы до образования намывного слоя толщиной $15 \dots 30 \text{ мм}$. Фильтрат из дисков через отверстия в полom вале поступает внутрь вала и выводится из фильтра в суспензатор. Аналогичным образом проводится фильтрование суспензии. После окончания

фильтрования осадок промывается обратным током фильтрата и подсушивается воздухом.

Ленточный фильтр (рис. 8.13) состоит из рамы, приводного и натяжного барабанов, между которыми натянута бесконечная перфорированная резиновая лента. Под ней расположены вакуум-камеры, соединенные в нижней части с коллекторами для отвода фильтрата и промывной жидкости. За счет вакуума лента прижимается к верхней части вакуум-камер. К резиновой ленте натяжными роликами 7 прижимается фильтровальная ткань, выполненная также в виде бесконечной ленты.

Суспензия подается на фильтровальную ткань из лотка 5. Фильтрат под вакуумом отсасывается в камеры и отводится через коллектор в сборник. Промывная жидкость подается через форсунки 2 на образовавшийся осадок и отсасывается в камеры, из которых через коллектор 9 отводится в сборник.

На приводном барабане фильтрующая ткань отделяется от резиновой ленты и огибает направляющий ролик. При этом осадок соскальзывает с фильтровальной ткани и падает в сборник осадка. При

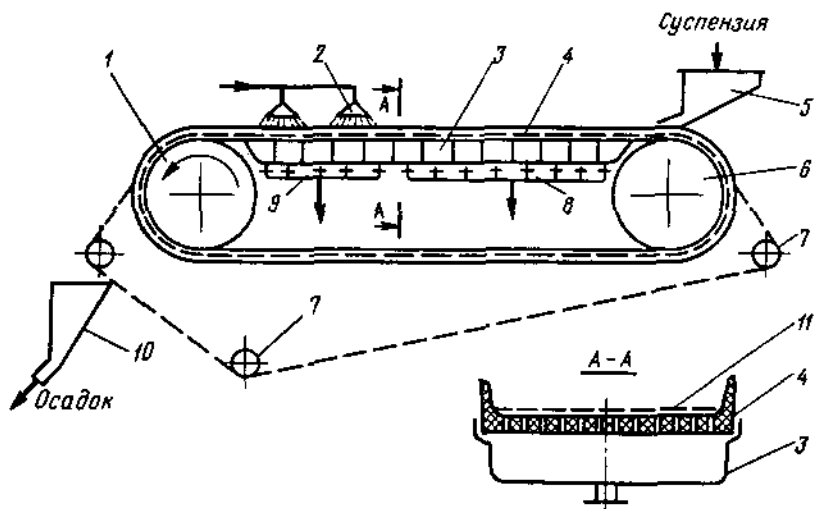


Рис. 8.13. Ленточный вакуум-фильтр:

1 — приводной барабан; 2 — форсунка; 3 — вакуум-камера; 4 — резиновая лента; 5 — лоток; 6 — натяжной барабан; 7 — натяжные ролики; 8 — коллектор для отвода фильтрата; 9 — коллектор для отвода промышленной жидкости; 10 — сборник осадка; 11 — фильтровальная ткань

прохождении фильтровальной ткани между роликами 7 она промывается, просушивается и очищается.

Фильтрующие центрифуги периодического и непрерывного действия разделяются по расположению вала на вертикальные и горизонтальные, по способу выгрузки осадка — на центрифуги с ручной, гравитационной, пульсирующей и центробежной выгрузкой осадка. Главным отличием фильтрующих центрифуг от отстойных является то, что они имеют перфорированный барабан, обтянутый фильтровальной тканью.

В фильтрующей центрифуге периодического действия (рис. 8.14) суспензия загружается в барабан сверху. После загрузки суспензии барабан приводится во вращение. Суспензия под действием центробежной силы отбрасывается к внутренней стенке барабана. Жидкая дисперсионная фаза проходит через фильтровальную перегородку, а осадок выпадает на ней. Фильтрат по сливному патрубку направляется в сборник. Осадок после окончания цикла фильтрования выгружают вручную через крышку 3.

Конструкция фильтрующей центрифуги с перфорированным барабаном аналогична конструкции автоматической отстойной центрифуги с непрерывным ножевым съемом осадка (см. рис. 7.7).

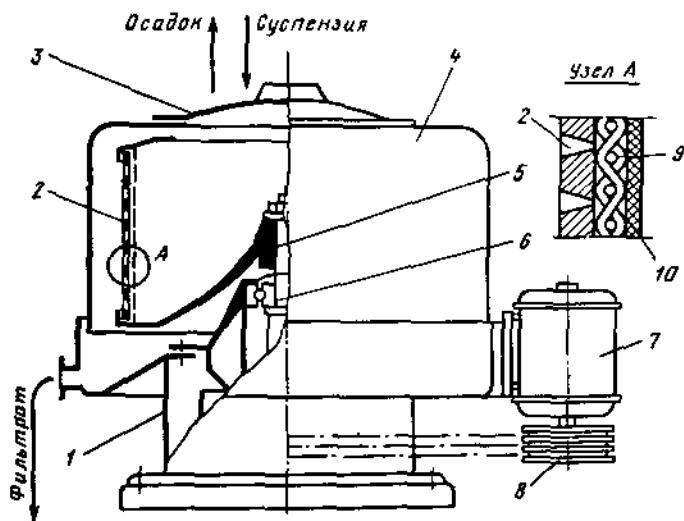


Рис. 8.14. Фильтрующая центрифуга периодического действия:
 1 — станина; 2 — перфорированный барабан; 3 — крышка; 4 — кожух; 5 — ступица; 6 — подшипник; 7 — электродвигатель; 8 — шкив с ременной передачей; 9 — дренажная сетка; 10 — фильтрующая ткань

В саморазгружающихся центрифугах (рис. 8.15) осадок удаляется под действием гравитационной силы. Такие центрифуги выполняют с вертикальным валом, на котором располагается перфорированный барабан. Суспензия подается на загрузочный диск при вращении барабана с низкой частотой. Нижняя часть барабана имеет коническую форму, причем угол наклона делается большим, чем угол естественного откоса осадка. После окончания цикла фильтрования и остановки барабана осадок под действием гравитационной силы сползает со стенок барабана и удаляется из центрифуги через нижний ток.

В непрерывнодействующих фильтрующих центрифугах с пульсирующей выгрузкой осадка (рис. 8.16) фильтрат из центрифуги выводится непрерывно, а осадок периодически выгружается из барабана пульсирующим поршнем.

Поршень-толкатель перемещается в горизонтальном направлении в барабане с помощью штока, который находится внутри полого вала барабана. Шток вращается вместе с валом и совершает одновременно возвратно-поступательные движения (10...16 ходов в минуту, длина каждого хода составляет примерно 0,1 длины бараба-

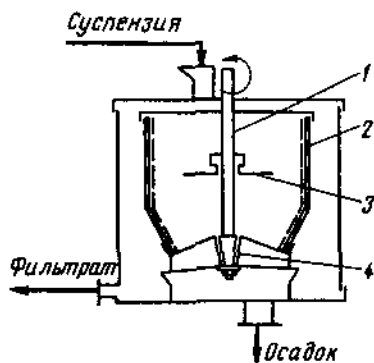


Рис. 8.15. Центрифуга с гравитационной выгрузкой осадка:

1 — вал; 2 — барабан; 3 — распределительный диск; 4 — упорная втулка

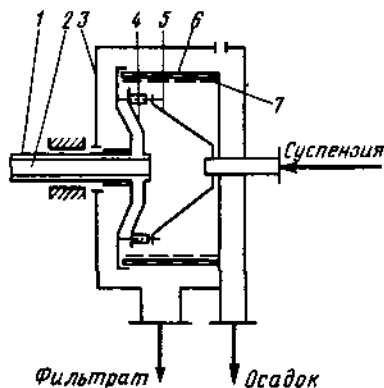


Рис. 8.16. Центрифуга непрерывного действия с пульсирующей выгрузкой осадка:

1 — полый вал; 2 — шток; 3 — корпус; 4 — поршень-толкатель; 5 — приемный конус; 6 — барабан; 7 — сито

на). Сервомеханизм автоматически изменяет направление движения поршня.

Суспензия подводится по оси вала в приемный конус. В конусе имеются отверстия, по которым суспензия поступает в барабан. Внутренняя поверхность барабана покрыта фильтровальным ситом. Осадок, отложившийся на поверхности сита, промывается и перемещается поршнем к открытому концу барабана. Из барабана осадок выгружается в камеру для осадка.

Центрифуга непрерывного действия с центробежной выгрузкой осадка имеет конический перфорированный барабан, внутри которого вращается шнек со скоростью, несколько меньшей скорости вращения барабана. При вращении витки шнека снимают с барабана отложившийся осадок и перемещают его в нижнюю часть барабана, в камеру для осадка. Выгрузка осадка происходит под действием центробежной силы. При этом осадок не измельчается, его структура не изменяется, как, например, в центрифугах с ножевым срезом и выгрузкой осадка пульсирующим поршнем.

8.5. РАСЧЕТ ФИЛЬТРОВАЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Расчет фильтровального оборудования периодического действия заключается в определении количества аппаратов для обеспечения заданной суточной производительности по фильтрату. Для этого

выбирают или рассчитывают площадь поверхности фильтрования и производительность одного аппарата.

Продолжительность фильтрования при $\Delta p = \text{const}$ определяют по уравнению

$$\tau_{\text{осн}} = \tau_{\text{всп}} + 2 \sqrt{\frac{\mu R_{\text{ф.п}}^2}{2 \Delta p r_0 x_0}} \tau_{\text{всп}},$$

где $\tau_{\text{осн}}$ — продолжительность собственно фильтрования; $\tau_{\text{всп}}$ — продолжительность вспомогательных операций (подготовка аппарата к работе, загрузка суспензии, удаление осадка); r_0 и x_0 принимаются на основании эксперимента.

Наибольшая производительность аппарата периодического действия при значительном сопротивлении фильтровальной перегородки достигается при $\tau_{\text{осн}} > \tau_{\text{всп}}$. Для ориентировочного расчета оптимальной продолжительности цикла можно пользоваться зависимостью (для $\Delta p = \text{const}$ и $R_{\text{ф.п}} = 0$) $\tau_{\text{осн}} = (4 \dots 6) \tau_{\text{всп}}$.

Производительность по фильтрату за один цикл определяют по уравнению (8.5), подставляя в него выбранную площадь поверхности фильтра F и $\tau_{\text{осн}}$.

Производительность центрифуги по суспензии за один цикл (в кг) $Q_{\text{ц}} = q_{\text{с}} V_{\text{р}} = q_{\text{с}} (\pi/4) (D^2 - D_0^2) L$, где $V_{\text{р}} = \pi (D^2 - D_0^2) L / 4$ — рабочий объем центрифуги или объем загружаемой за один цикл суспензии; D и D_0 — соответственно внешний и внутренний диаметры барабана.

Число циклов работы фильтровальной установки в сутки находят по уравнению $n_{\text{общ}} = Q_{\text{общ}} / V$, зная суточную производительность установки по фильтрату или суспензии.

Число циклов работы одного аппарата в сутки

$$n_1 = \frac{24 \cdot 3600}{\tau_{\text{осн}} + \tau_{\text{всп}}}.$$

Необходимое количество фильтров $\Phi = n_{\text{общ}} / n_1$.

Расчет фильтровального оборудования непрерывного действия при заданной или принятой площади поверхности фильтрования сводится к определению по заданной производительности скорости перемещения поверхности фильтрования, а также необходимого числа аппаратов для обеспечения заданной производительности.

На основании экспериментальных данных принимают наименьшую толщину осадка, чтобы обеспечить максимальную производительность.

Из уравнения (8.2) определяют объем фильтрата $V = h_0 F / x_0$.

Подставляя найденную величину V в уравнение (8.4), определяют продолжительность фильтрования для получения слоя осадка заданной толщины ($R_{\text{ф.п}} = 0$): $\tau = \mu r_0 h_0^2 / (2 x_0 \Delta p)$.

На основании экспериментальных или расчетных данных опре-

деляют продолжительность промывки осадка, общую продолжительность цикла и производительность аппарата.

Производительность по фильтрату при центробежном фильтровании $V_T = Fv_{ц} = \pi DLv_{ц}$, где $v_{ц}$ — скорость центробежного фильтрования, определяемая по формуле (8.13).

Число аппаратов для обеспечения заданной производительности $Q_{общ}$ определяют из соотношения $\Phi = Q_{общ}/Q_i$, где Q_i — производительность одного аппарата.

Контрольные вопросы и задания. 1. Какие неоднородные системы разделяют фильтрованием? 2. Что является движущей силой фильтрования? 3. Какие меры принимаются для увеличения эффективности фильтрования? 4. В чем заключается расчет фильтров периодического и непрерывного действия? 5. Какое оборудование применяется для разделения неоднородных систем методом фильтрования? 6. Какие конструкции фильтров используются в пищевой промышленности? 7. Какие конструкции фильтрующих центрифуг применяются в пищевой промышленности? 8. Что является движущей силой в фильтрующих центрифугах? Чем она определяется? 9. В чем заключается расчет фильтрующих центрифуг периодического и непрерывного действия? 10. Дайте сравнительную оценку эффективности фильтрования в фильтрах и фильтрующих центрифугах.

Задача 8.1. Определить сопротивление осадка и фильтрующей перегородки, если при прохождении через фильтр 2 м^3 фильтрата на фильтрующей перегородке отложилось $0,001 \text{ м}^3$ осадка. Экспериментально найдены константы фильтрования: $C = 1,40 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$ и $K = 5,56 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$ при $\Delta p = 0,2 \text{ МПа}$.

Зная экспериментальные значения констант фильтрования, воспользуемся уравнениями (8.15) и (8.16).

Находим сопротивление осадка $r_0 = 2\Delta p / (K\mu x_0) = 2 \cdot 0,2 \cdot 10^6 / (5,56 \cdot 10^{-7} \cdot 2 \times 10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{-4}) = 7,19 \cdot 10^{17} \text{ м}^{-2}$ (где $\mu = 2 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — вязкость фильтрата; $x_0 = 0,001/2 = 0,0005 \text{ м}^3/\text{м}^3$).

Сопротивление фильтрующей перегородки $R_{ф.п.} = 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 7,19 \cdot 10^{17} \cdot 5 \times 10^{-4} = 5,03 \cdot 10^{11} \text{ м}^{-1}$.

Задача 8.2. Определить площадь поверхности фильтрования на рамном фильтр-прессе, если требуется отфильтровать $G_c = 6 \text{ т}$ виноматериалов за 3 ч. При экспериментальном фильтровании на лабораторном фильтр-прессе таких же виноматериалов в тех же условиях константы фильтрования, отнесенные к 1 м^2 площади фильтра, составили: $C = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$; $K = 20 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{ч}$. Плотность виноматериалов $\rho_c = 1080 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Площадь поверхности фильтрования находим по уравнению (8.14), учитывая, что $V = G_c/\rho_c = 6000/1080 = 5,6 \text{ м}^3$:

$$5,6^2 + 2 \cdot 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 5,6F = 20 \cdot 10^{-4} \cdot 3F^2;$$

$$F^2 - 2,6F = 0,5 \cdot 10^4;$$

$$F = 1,3 + \sqrt{1,3^2 + 0,5 \cdot 10^4} = 72,02 \text{ м}^2.$$

По каталогу выбираем фильтр-пресс с 42 фильтровальными рамами размером $1000 \times 1000 \text{ мм}$.

РАЗДЕЛЕНИЕ ГАЗОВЫХ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

9.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Очистку газов от взвешенных твердых или жидких частиц проводят в целях уменьшения загрязненности атмосферы и улавливания из отходящих газов ценных продуктов.

В промышленных условиях пыль может образовываться в результате проведения технологического процесса, например при сушке ряда пищевых продуктов, при транспортировке сыпучих материалов, в результате измельчения твердых тел дроблением, истиранием, размалыванием. Пыль, как правило, содержит твердые частицы размером 3...100 мкм.

Эффективность аппаратов для очистки газов оценивается степенью очистки

$$\eta = \frac{V_1 x_1 - V_2 x_2}{V_1 x_1} 100 \%,$$

где V_1 и V_2 — объемные расходы соответственно запыленного и очищенного газа, м³/ч; x_1 и x_2 — концентрация взвешенных частиц соответственно в запыленном и очищенном газе, кг/м³.

Для очистки газовых потоков от взвешенных частиц используют несколько способов: гравитационное осаждение, осаждение под действием инерционных и центробежных сил, фильтрование газового потока через пористую перегородку, мокрую очистку, которая осуществляется в орошаемых водой скрубберах, осаждение в электрическом поле. Первые два способа применяют для очистки газов от крупных взвешенных частиц, остальные — для тонкой очистки газов от частиц размером менее 20 мкм. Для достижения требуемой степени очистки газового потока способы часто комбинируют.

Теоретические основы процессов разделения газовых неоднородных систем изложены в главах 5, 6 и 7.

9.2. ГРАВИТАЦИОННАЯ ОЧИСТКА ГАЗОВ

Для расчета процесса отстаивания используют те же закономерности, что и для расчета осаждения твердых частиц в капельной жидкости (см. главы 5 и 6).

Для разделения пылей (грубой очистки) предназначены аппараты непрерывного и полунепрерывного действия, основным из которых является пылеосадительная камера.

Пылеосадительная камера (рис. 9.1) представляет собой прямоугольный аппарат с расположенными внутри горизонтальными полками. Запыленный газ через регулируемый шибер поступает в

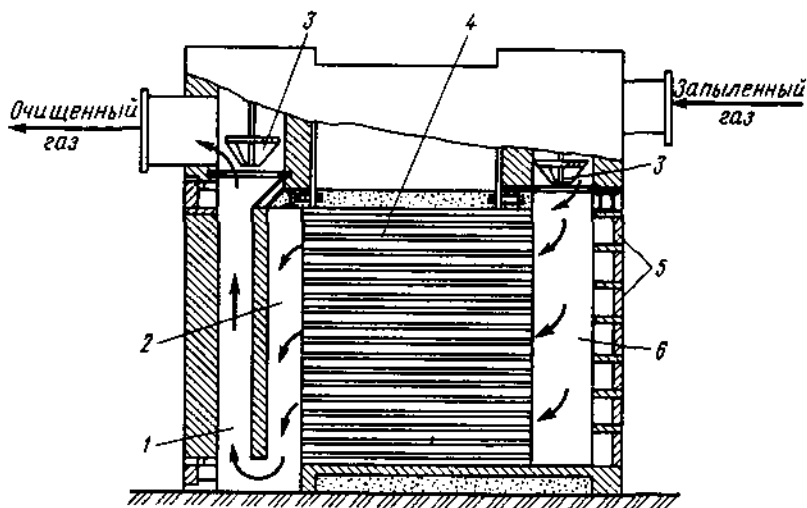


Рис. 9.1. Пылеосадительная камера:

1 — выходной канал; 2 — сборный канал; 3 — шиберы; 4 — горизонтальная полка; 5 — дверцы; 6 — всасывающий канал

канал пылеосадительной камеры и распределяется между горизонтальными полками. Расстояние между полками составляет от 100 до 400 мм.

Назначение полок заключается в уменьшении пути отстаивания частиц пыли. Вместе с тем расположение полок в осадительной камере значительно увеличивает площадь поверхности отстаивания. При прохождении потока газа между полками твердые частицы оседают на их поверхности, а осветленный газ поступает в выхлопной канал и далее в газоход. Скорость газового потока в пылеосадительной камере ограничена временем отстаивания: твердые частицы должны успеть осесть на поверхности полок за время пребывания потока в пылеосадительной камере.

Пыль, осевшая на полках, периодически удаляется скребками или смывается водой. Пылеосадительная камера разделена на два отделения, работающих попеременно (одно отделение очищается от пыли, а во втором в это же время происходит очистка газа), что обеспечивает непрерывность работы.

Площадь рабочей поверхности пылеосадительной камеры рассчитывают по формулам (9.2) и (9.3). При этом можно принять $x_0 = 1$.

Пылеосадительные камеры используют для грубой предварительной очистки газов. В них отделяются частицы размером свыше 100 мкм. Степень очистки невелика — 30...40 %.

9.3. ОЧИСТКА ГАЗОВ ПОД ДЕЙСТВИЕМ ИНЕРЦИОННЫХ И ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ

Принцип очистки газов под действием инерционных сил заложен в конструкции отстойного газохода, очистка под действием центробежных сил осуществляется в циклонах.

Отстойный газоход с отбойными перегородками (рис. 9.2) предназначен для разделения крупнодисперсных пылей. Перегородки служат для завихрения газового потока. Возникающие при этом инерционные силы способствуют интенсивному осаждению взвешенных твердых частиц. Осевшая пыль выгружается из сборников 2 по мере накопления с помощью шибера 3. Такие отстойники часто выполняют в системе газоходов.

Инерционные пылеуловители характеризуются простотой устройства и компактностью. Степень очистки в них выше, чем в пылесадительных камерах, и составляет примерно 60 %. В инерционных пылеуловителях улавливаются частицы размером более 25 мкм.

Циклоны позволяют разделять пыли в поле центробежных сил. Циклоны выпускают с корпусом диаметром от 100 до 1000 мм. Эффективность их работы характеризуется фактором разделения. Степень очистки газов зависит от конструкции циклона, размера частиц и их плотности. Например, если КПД циклона при улавливании частиц диаметром 25 мкм составляет 95 %, то при диаметре частиц 10 мкм КПД снижается до 70 %. Степень очистки газов от пыли определяют по нормальям и номограммам, составленным на основании экспериментальных данных.

Ц и к л о н, представленный на рис. 9.3, обладает небольшим гидравлическим сопротивлением и позволяет достигать относительно высокой степени очистки.

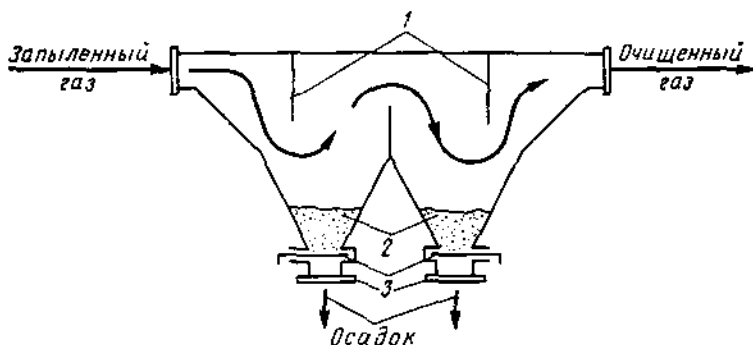


Рис. 9.2. Отстойный газоход:

1 — отбойные перегородки; 2 — сборники пыли; 3 — шиберы

Сущность циклонного процесса заключается в следующем: газовый поток со взвешенными частицами вводится в аппарат через входную трубу со скоростью 10...40 м/с. Благодаря тангенциальному вводу и наличию центральной выводной трубы поток начинает вращаться вокруг последней, совершая несколько витков при прохождении через аппарат. Под действием возникающих центробежных сил взвешенные частицы отбрасываются к периферии, оседают на внутренней поверхности корпуса, а затем соскальзывают в коническое днище и удаляются из циклона через патрубок. Освобожденный от взвешенных частиц поток выводится из циклона через выводную трубу.

Точный расчет циклонов достаточно сложен, поэтому их рассчитывают упрощенно по величине гидравлического сопротивления Δp .

Фиктивная скорость газа (в м/с) в цилиндрической части циклона может быть определена по формуле

$$v_{\phi} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho_r \xi_{\text{ц}}}}, \quad (9.1)$$

где $\Delta p/\rho_r$ — фактор разделения; $\xi_{\text{ц}}$ — коэффициент гидравлического сопротивления.

Для циклонов, показанных на рис. 9.3, отношение $\Delta p/\rho_r$ составляет 500...750 м²/с². Значение коэффициента гидравлического сопротивления $\xi_{\text{ц}}$, отнесенного к v_{ϕ} , принимают по опытным данным.

Диаметр циклона (в м) определяют по заданной производительности:

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi v_{\phi}}}. \quad (9.2)$$

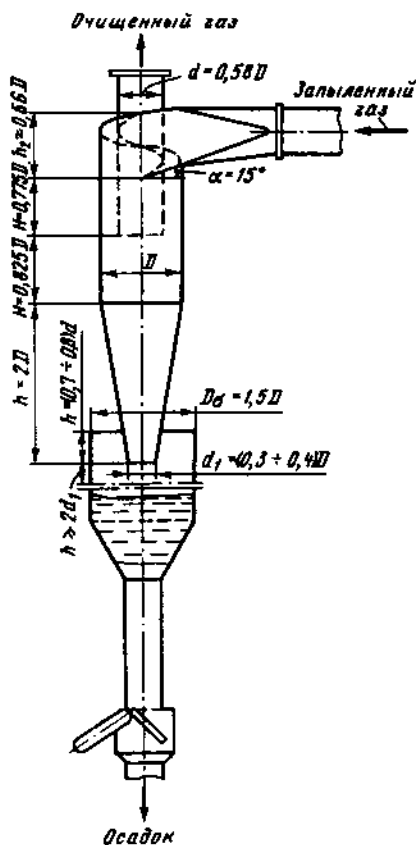


Рис. 9.3. Циклон конструкции НИИОГгаза

Определив диаметр цилиндрической части циклона D , находят все остальные его размеры. На рис. 9.3 показаны размеры циклона в зависимости от диаметра его цилиндрической части.

Особенность циклона конструкции, представленной на рис. 9.3, — наклонный патрубок для поступающего газа. От угла наклона патрубка зависит степень очистки газа:

циклон с углом 24° (ЦН-24) обеспечивает большую производительность при малом гидравлическом сопротивлении и предназначается для улавливания крупных частиц. Коэффициент гидравлического сопротивления $\xi_{\text{ц}} = 60$;

циклон с углом 15° (ЦН-15) обеспечивает хорошую степень очистки при сравнительно невысоком гидравлическом сопротивлении ($\xi_{\text{ц}} = 160$);

циклон с углом 11° (ЦН-11) обеспечивает высокую степень очистки ($\xi_{\text{ц}} = 250$).

Батаре́йный циклон (рис. 9.4), состоящий из параллельно включенных циклонов малого диаметра (150...250 мм), позволяет увеличить центробежную силу и скорость осаждения частиц. Загрязненный газ через входной патрубок поступает в газо-

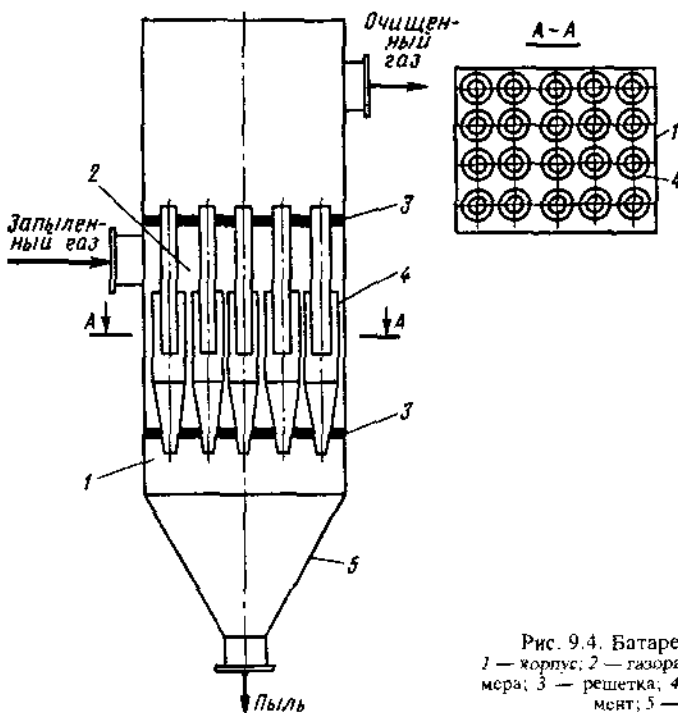


Рис. 9.4. Батаре́йный циклон:
1 — корпус; 2 — газораспределительная камера; 3 — решетка; 4 — циклонный элемент; 5 — бункер

Рис. 9.5. Элемент батарейного цикла:
 1 — выходная труба; 2 — винтовые лопасти;
 3 — корпус; 4 — коническое днище

распределительную камеру и распределяется по циклонным элементам, установленным в общем корпусе. В циклонные элементы газ поступает не тангенциально, а сверху через кольцевое пространство между корпусом циклона и выхлопной трубой. Для создания вращающегося потока газа в кольцевом зазоре расположено закручивающее устройство, выполненное в виде винта. Схема циклонного элемента показана на рис. 9.5.

Пыль собирается в коническом бункере, а очищенный газ выходит из батареи через общий отводящий патрубок.

Батарейные циклоны используют при больших расходах газа, когда применение нескольких одинарных циклонов экономически нецелесообразно.

В циклонах рекомендуется улавливать твердые частицы размером не менее 10 мкм.

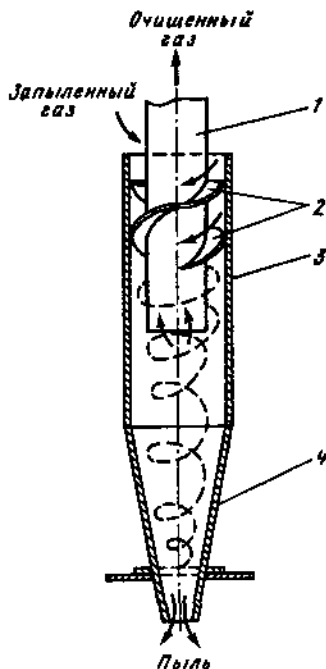
Циклоны получили широкое распространение в пищевых производствах для очистки газовых выбросов, улавливания из газовых потоков пищевого сырья: частиц сахара, барды, частиц сухого молока, дрожжей из отходящих газов распылительных сушилок и др.

9.4. ФИЛЬТРОВАНИЕ ГАЗОВ ЧЕРЕЗ ПОРИСТЫЕ ПЕРЕГОРОДКИ

В зависимости от вида фильтровальной перегородки фильтры бывают с мягкими, полужесткими и жесткими пористыми перегородками.

Фильтры с мягкими фильтровальными перегородками — рукавные, или мешочные, широко применяют для очистки газов от пыли. Мягкие пористые перегородки выполняют из тканевых материалов, нетканых волокнистых материалов, пористых листовых материалов (металлоткани, пористые пластмассы и резины).

Батарейный рукавный фильтр с фильтрующими элементами из различных тканевых материалов изображен



на рис. 9.6. Рукава и мешки подвешивают в прямоугольном корпусе к общей раме. Запыленный газ поступает снизу внутрь рукавов в открытые торцевые отверстия. Проходя через боковые цилиндрические поверхности рукавов, газ фильтруется, а пыль оседает на внутренней поверхности рукавов.

В процессе эксплуатации слой пыли растет и сопротивление фильтра увеличивается. Для регенерации фильтра рукава или мешки периодически встряхивают специальным механизмом 2, смонтированным на крышке фильтра. Иногда применяют обратную продувку газом или воздухом фильтрующих элементов фильтра. Осевшая пыль собирается в коническом днище фильтра, откуда выгружается шнеком.

В ряде случаев используют секционные фильтры. Каждая секция в таком фильтре имеет свой встряхивающий механизм, что позволяет последовательно проводить регенерацию фильтрующих элементов без отключения всего фильтра.

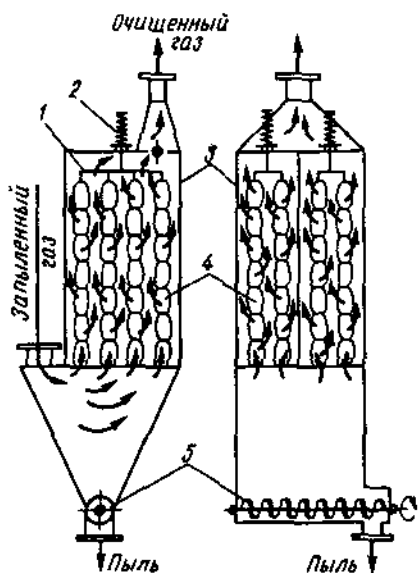


Рис. 9.6. Рукавный фильтр:
1 — рама; 2 — встряхивающий механизм; 3 — корпус; 4 — рукав; 5 — шнек

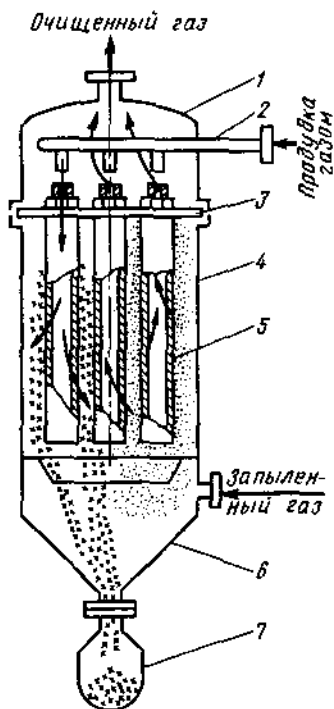


Рис. 9.7. Патронный фильтр:
1 — крышка; 2 — коллектор; 3 — решетка;
4 — корпус; 5 — фильтровальный элемент;
6 — днище; 7 — сборник пыли

Мешочный фильтр с соплами Вентури для регенерации фильтров представляет собой цилиндрический аппарат с коническим сборником для пыли. Запыленный газ подается в фильтр снизу через штуцер внутрь мешков. Фильтруясь через мешочные фильтры, газ очищается и выходит через штуцер в крышке фильтра. Частицы осаждаются на поверхности мешков.

Для чистки мешков внутри каждого из них имеется сопло Вентури, через которое короткими интенсивными впрысками подается сжатый воздух. При этом мешки раздуваются и частицы сбрасываются с материала мешка практически полностью.

Такие фильтры рассчитывают по выбранной удельной скорости фильтрования, которую можно принимать в зависимости от плотности и степени запыленности газа в пределах от 0,01 до 0,06 м³/(м²·с).

Рукавные (мешочные) фильтры обеспечивают высокую степень очистки газа: концентрация пыли в очищенном газе составляет несколько миллиграммов на 1 м³.

Фильтры с полужесткими фильтровальными перегородками обычно состоят из кассет, в которых между сетками зажимается слой стекловолокна, металлической стружки или других материалов, пропитанный специальным составом для лучшего улавливания взвешенных в газе частиц. Кассеты, объединенные в секции, применяют для очистки малозапыленных газов с концентрацией пыли 0,001...0,005 г/м³.

Фильтры с жесткими фильтровальными перегородками, изготовленными из пористой керамики, спеченных или спрессованных металлических порошков, а также пластмасс, используют для тонкой очистки газов. Фильтровальные элементы могут иметь цилиндрическую кольцевую или плоскую форму.

Патронный фильтр с цилиндрическими фильтровальными элементами из пористой керамики изображен на рис. 9.7. В корпусе фильтра на решетке 3 расположено несколько цилиндрических фильтровальных элементов. Запыленный газ поступает в нижнюю часть фильтра, проходит через фильтровальные элементы, как показано на рис. 9.7, и очищается от взвешенных частиц. Осадок собирается на внешней поверхности фильтровальных элементов, а очищенный газ выходит из внутреннего объема фильтровальных элементов и выводится из фильтра. Для регенерации фильтров их периодически продувают обратным током сжатого газа, подаваемого через коллектор. При этом пыль собирается в конической части днища и удаляется в сборник пыли.

В фильтрах с металлокерамическими элементами можно очищать пыль, содержащую взвешенные частицы размером более 0,5 мкм.

Расчет фильтров для очистки газов от пыли сводится к определе-

нию общей площади $F \approx V/v_{уд}$ [где V — объемный расход запыленного газа, $м^3/с$; $v_{уд}$ — удельная скорость фильтрования, $м^3/(м^2 \cdot с)$] и количества фильтрующих элементов $n = F(\pi dl)$ при известных диаметре d и длине l рукава (мешка).

9.5. МОКРАЯ ОЧИСТКА ГАЗОВ

Мокрые очистку газов применяют тогда, когда допустимы увлажнение и охлаждение газа, а взвешенные частицы имеют незначительную ценность. Охлаждение газа ниже температуры конденсации находящихся в нем паров способствует увеличению плотности взвешенных частиц. При этом частицы играют роль центров конденсации и тем самым обеспечивают выделение их из газового потока. Если взвешенные частицы не смачиваются жидкостью, то очистка газов в мокрых пылеулавливателях малоэффективна. В этом случае для повышения степени очистки к жидкости добавляют поверхностно-активные вещества.

Степень очистки газов от пыли в мокрых пылеулавливателях колеблется в зависимости от конструкции от 60 до 85 %.

Недостаток мокрой очистки — образование сточных вод, которые также должны очищаться.

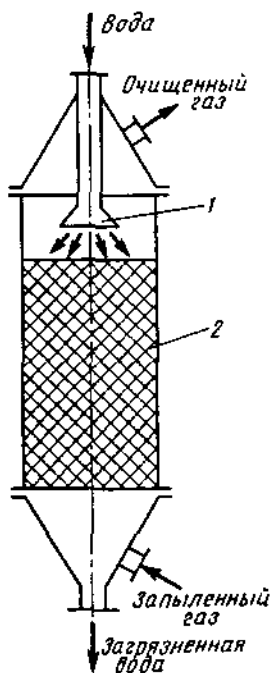


Рис. 9.8. Насадочный скруббер:
1 — разбрызгиватель; 2 — насадка

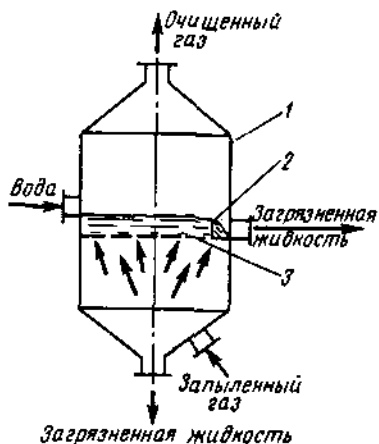


Рис. 9.9. Пенный скруббер:
1 — корпус; 2 — регулирующая перегородка; 3 — перфорированная тарелка

Скрубберы, полые или насадочные (рис. 9.8), являются простейшими мокрыми пылеулавливателями для очистки и охлаждения газов. Запыленный газ подается в нижнюю часть скруббера и движется противотоком к жидкости, подаваемой через разбрызгиватель или форсунки со скоростью около 1 м/с. При взаимодействии газа и жидкости происходит механическая очистка газа. Степень очистки достигает 75...85 %.

В качестве насадки используют хордовые или кольцевые элементы.

Пенные барботажные пылеулавливатели предназначены для очистки сильнозапыленных газов. Барботажный пылеулавливатель представляет собой тарельчатый скруббер (рис. 9.9). Запыленный газ подается в нижнюю часть скруббера и движется вверх. Попадая на перфорированную тарелку, куда подается промывная жидкость, газ барботирует через нее, в результате чего создается подвижная пена, которая обеспечивает большую поверхность контакта и высокую степень очистки газа. В слое пены взвешенные частицы поглощаются жидкостью. Загрязненная жидкость сливается через регулирующийся порог. Пенные скрубберы имеют, как правило, несколько перфорированных тарелок. Степень очистки газа в таких аппаратах достигает 99 %.

Скрубберы Вентури также применяются для мокрой очистки воздуха. В них достигается высокая степень очистки, равная 98 %. Недостаток их — большое гидравлическое сопротивление (порядка 1500...7500 Па) и необходимость установки каплеотбойника. Скруббер Вентури (рис. 9.10) состоит из двух частей: трубы Вентури, в которой происходит очистка воздуха, и разделителя, предназначенного для отделения капелек воды от газового потока.

Воздух, подлежащий очистке, поступает снизу в вертикальный патрубок, на выходе из которого создается разрежение. За счет разрежения в трубу Вентури из бачка подсасывается через коллектор вода. В результате в трубе Вентури как на стенках, так и по всему объему происходит интенсивное образование жидкостных пленок, что приводит к очистке газового потока. Осаждению капелек жидко-

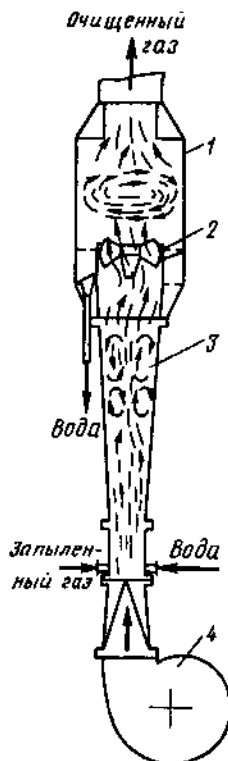


Рис. 9.10. Скруббер Вентури:

1 — разделитель; 2 — завихритель потока; 3 — труба Вентури; 4 — вентилятор

сти из газового потока способствует завихритель потока. Жидкость, выделяемая в разделителе, стекает в сборный бачок. Очищенный газовый поток выбрасывается в атмосферу.

9.6. ОСАЖДЕНИЕ ПОД ДЕЙСТВИЕМ ЭЛЕКТРИЧЕСКОГО ПОЛЯ

В электрическом поле тонкодисперсным частицам сообщается электрический заряд, под действием которого происходит их осаждение. Разделение пылей, дымов и туманов в электрическом поле имеет значительные преимущества перед другими способами осаждения.

Разделение газовых неоднородных смесей в электрическом поле осуществляется на электродах. Для разделения пылей и дымов применяются сухие фильтры, для разделения туманов — мокрые.

Простейший электрофильтр — это два электрода, один из которых — анод — выполняется в виде трубы или пластины, а другой — катод — в виде проволоки, которая натянута внутри трубчатого анода либо между пластинчатыми анодами, выполненными из проволочной сетки. Аноды заземляют.

При соединении электродов с источником постоянного тока на электродах создается разность потенциалов, равная 4...6 кВ/см, обеспечивающая плотность тока 0,05...0,5 мА на 1 м длины катода.

Газовая смесь поступает внутрь трубчатых электродов или между пластинчатыми. Благодаря высокой разности потенциалов на электродах и неоднородности электрического поля (сгущение силовых линий происходит у электрода с меньшей площадью поверхности — катода) в слое газа у отрицательного электрода — катода — образуется поток электронов, направленный к аноду. В результате соударений электронов с нейтральными молекулами газа газ ионизируется. Такая ионизация называется ударной. Признаком ионизации газа является образование «короны» у катода, поэтому катод называют коронирующим электродом. В результате ионизации образуются положительные и отрицательные ионы. Положительные ионы собираются около катода, а отрицательные с большой скоростью движутся к аноду, заряжая взвешенные в газе частицы и увлекая их с собой. Частицы пыли или тумана оседают на аноде, покрывая его слоем осадка.

Скорость электроосаждения колеблется от нескольких сантиметров до нескольких десятков сантиметров в секунду. Она зависит от размера взвешенных частиц и гидродинамического сопротивления газовой среды. Скорость электроосаждения может увеличиваться под влиянием «электрического ветра», возникающего в результате передачи импульса движущихся ионов газа газовой среде и взвешенным частицам.

При определении скорости частиц в электрическом поле предполагается ламинарный режим.

На заряженную частицу электрическое поле действует с силой $F = ne_0E_x$ (где n — заряд, полученный частицей; e_0 — величина элементарного заряда; E_x — градиент потенциала электрического поля на расстоянии x от оси катода).

Скорость электроосаждения определяется по уравнению, аналогичному уравнению (6.14), в котором сила тяжести заменена электрической силой:

$$v_0 = \frac{ne_0E_x}{3\pi d\mu}.$$

Продолжительность осаждения частицы

$$\tau_0 = \int_r^R \frac{dx}{v_0}, \quad (9.3)$$

где R — расстояние от оси катода до поверхности анода; r — радиус катода.

Градиент потенциала электрического поля E_x зависит от расстояния до катода x , следуя сложной зависимости. Поэтому время осаждения частицы приходится определять методом графического интегрирования уравнения (9.3).

Трубчатый сухой электрофильтр показан на рис. 9.11. Пыль или дым поступают в нижнюю часть фильтра под решетку 6, в которой закреплены электроды, и распределяются по трубчатым электродам — анодам. Внутри трубчатых электродов расположены коронирующие электроды — катоды. Электроды закреплены на общей раме, опирающейся на изоляторы. Под действием электрического поля происходит электроосаждение взвешенных в газе частиц. Осевшие на аноде частицы периодически стряхиваются ударным приспособлением и собираются в конической нижней части

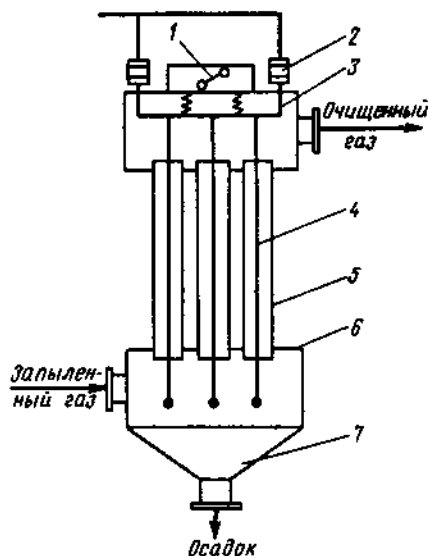


Рис. 9.11. Трубчатый электрофильтр:
1 — встряхивающее устройство; 2 — изолятор;
3 — рама; 4 — коронирующий электрод; 5 —
трубчатый электрод — анод; 6 — решетка; 7 —
сборник для пыли

фильтра. Осадок из фильтра удаляется с помощью выгрузного устройства, а очищенный газ выходит из верхней части фильтра.

Разработаны секционные электрофильтры, в которых газ проходит через ряд последовательно соединенных секций.

В электрофильтре с пластинчатыми электродами анодами служат пластины, а коронирующими электродами (катодами) — проволока, натянутая между пластинами.

Степень очистки газа в электрофильтрах зависит от электропроводности пыли: если взвешенные частицы хорошо проводят ток, то частица заряд отдает моментально и приобретает заряд электрода. В этом случае возникает кулоновое взаимодействие, что приводит к уносу частиц с газом из фильтра и снижает степень очистки. При плохой проводимости тока частицы образуют на электроде плотный слой отрицательно заряженных частиц, который противодействует основному электрическому полю.

При высокой концентрации взвешенных частиц в газе степень его очистки тоже снижается из-за осаждения ионов на частицах, что приводит к снижению количества перенесенных зарядов и, следовательно, силы тока.

Для снижения концентрации частиц в газе перед электрофильтрами устанавливают дополнительные газовые фильтры.

Расчет электрофильтров заключается в определении длины коронирующих электродов при известных сечении фильтра и количестве электродов.

Величина тока в электрофильтре $I = iL$, где i — плотность тока; L — длина коронирующих электродов.

По выражению $E_x = 31 + 9,54 \sqrt{\delta/r}$ (где δ — отношение плотности воздуха при данных условиях к его плотности при 25 °С и давлении 0,1 МПа) находят критический градиент потенциала, а зная расстояние между электродами, определяют разность потенциалов на электродах.

Контрольные вопросы и задания. 1. Какова сравнительная эффективность различных методов очистки газовых неоднородных систем? 2. Чем характеризуется эффективность очистки газовых потоков от взвешенных частиц? 3. Частицы каких размеров могут быть выделены из газовых потоков под действием гравитационных сил? 4. В каких аппаратах происходит разделение газовых неоднородных смесей под действием инерционных и центробежных сил? 5. В чем достоинства циклонного процесса? 6. От каких факторов зависит степень очистки газа в циклонах? 7. Какие фильтры применяют для очистки газовых потоков? 8. В чем заключается мокрая очистка газов? Какова степень очистки? 9. Назовите принцип, на котором основано осаждение в электрическом поле. 10. Какие конструкции электрофильтров вам известны?

Задача 9.1. Рассчитать площадь отстаивания пылесадительной камеры для очистки газового потока по следующим данным: наименьший размер частиц 200 мкм; расход воздуха 2000 кг/ч; плотность газа 0,8 кг/м³; вязкость газа $0,03 \cdot 10^{-3}$ Па·с; плотность частиц 800 кг/м³.

Определяем критерий Архимеда $Ar = g d^3 \rho_p / \mu^2 = 9,81 (200 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 800 / 0,8 / (0,03 \cdot 10^{-3})^2 = 55,79$. Так как $Ar > 33$, отстаивание происходит при переходном режиме.

Критерий Рейнольдса $Re = 0,152 \text{ Ar}^{0,715} = 0,152 \cdot 55,79^{0,715} = 2,69$.

Скорость отставания $v_0 = Re \mu / (d \rho) = 2,69 \cdot 0,03 \cdot 10^{-3} / (0,2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8) = 0,5 \text{ м/с}$.

Скорость стесненного отставания $v_0' = 0,5 v_0 = 0,5 \cdot 0,5 = 0,25 \text{ м/с}$.

Площадь отставания $F_0 = G / (\rho_r v_0') = 2000 / (3600 \cdot 0,8 \cdot 0,25) = 2,77 \text{ м}^2$.

Задача 9.2. Рассчитать циклон для выделения частиц сухого молока из воздуха, выходящего из распылительной сушилки, по следующим данным: наименьший размер частиц 10 мкм; массовый расход воздуха 2000 кг/ч; температура 70 °С.

Для улавливания частиц сухого молока размером 20 мкм выберем циклон типа ЦН-11. Принимая $\Delta p / \rho_r = 740$, диаметр циклона определим по формуле (9.2), предварительно рассчитав фиктивную скорость газа в цилиндрической части циклона по формуле (9.1), приняв $\xi_{\text{ш}} = 250$: $v_{\text{ф}} = \sqrt{2 \Delta p / (\rho_r \xi_{\text{ш}})} = \sqrt{2 \cdot 740 / 250} = 2,43 \text{ м/с}$.

Плотность воздуха при температуре 70 °С $\rho_r = 1,293 \{273 / (273 + t)\} = 1,293 \{273 / 343\} = 1,029 \text{ кг/м}^3$.

Гидравлическое сопротивление циклона $\Delta p = \xi_{\text{ш}} (v_{\text{ф}}^2 \rho_r) / 2 = 250 (2,43^2 \cdot 1,029 / 2) = 759,5 \text{ Н/м}^2$.

Тогда $D = \sqrt{4 \cdot 2000 / (3600 \cdot 3,14 \cdot 2,43)} = 0,53 \text{ м}$.

Глава 10

ПСЕВДООЖИЖЕНИЕ

10.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Псевдооживленным называют такое состояние двухфазной системы твердые частицы — газ (или жидкость), которое характеризуется перемещением твердых частиц относительно друг друга за счет подвода энергии от какого-либо источника. Псевдооживленная система, возникающая под воздействием оживающего агента, получила название псевдооживленного или кипящего слоя, так как этому слою присущи многие свойства капельной жидкости.

Псевдооживленный слой образуется при восходящем движении оживающего агента через слой зернистого материала со скоростью, позволяющей поддерживать слой материала во взвешенном состоянии.

За последние десятилетия процессы в псевдооживленном слое получили широкое распространение во многих отраслях промышленности. В псевдооживленном слое проводятся процессы смешивания, транспортировки, классификации сыпучих материалов, теплообмена, сушки, например зерна, адсорбции и др. Это объясняется следующими его преимуществами:

происходит интенсивное перемешивание твердой фазы, которое приводит к выравниванию температур и концентраций в рабочем объеме аппарата, что исключает локальный перегрев твердых частиц, препятствующий оптимальному проведению процесса и влияющий на качество продукции;

текучесть псевдооживленного слоя позволяет создавать аппараты непрерывного действия с непрерывным вводом и отводом обработанной твердой фазы;

происходят резкое увеличение площади поверхности тепло- и массопередачи и снижение диффузионных сопротивлений в псевдооживленном слое в результате использования частиц малого диаметра с большой удельной поверхностью, что позволяет увеличить производительность аппаратов при проведении ряда сорбционных, тепловых и других процессов;

коэффициенты теплоотдачи и эффективная теплопроводность от псевдооживленного слоя к поверхностям нагрева достаточно высоки, что позволяет значительно интенсифицировать теплообменные процессы и, как следствие, уменьшить рабочие объемы теплообменных аппаратов;

в аппаратах с псевдооживленным слоем гидравлическое сопротивление невелико и не зависит от скорости оживающего агента в пределах существования псевдооживленного слоя;

диапазон свойств твердых частиц и оживающих агентов (газы, пары, капельные жидкости) достаточно широк и включает в том числе *пастообразные материалы и суспензии*;

аппараты для проведения процесса довольно просты, легко механизуются и автоматизируются.

Наряду с большими преимуществами методу проведения процессов в псевдооживленном слое присущи и недостатки:

вследствие интенсивного перемешивания твердой фазы в пределах одной секции движущая сила по сравнению с максимально возможной снижается;

время пребывания частиц и оживающего агента в пределах одной секции неравномерно;

частицы в псевдооживленном слое интенсивно истираются;

пыль, образующаяся при истирании частиц, уносится, и рабочая скорость оживающего агента ограничивается скоростью уноса твердых частиц из слоя. Это вызывает необходимость в пылеулавливающих устройствах;

при псевдооживлении частиц диэлектрических материалов возможно возникновение зарядов статического электричества, что приводит к взрывоопасности установки.

Перечисленные недостатки метода псевдооживления не являются определяющими и могут быть частично или полностью устранены.

10.2. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПСЕВДООЖИЖЕНИЯ И РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ

Рассмотрим образование псевдооживленного слоя. В вертикальном аппарате (рис. 10.1), снабженном поперечной перфорированной газораспределительной решеткой, помещен слой тонкодисперсного твердого материала. Оживающий агент — газ подается в нижнюю

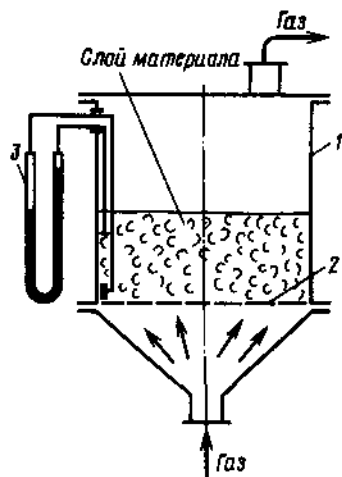


Рис. 10.1. Аппарат для псевдоожижения:
1 — корпус; 2 — перфорированная решетка;
3 — манометр

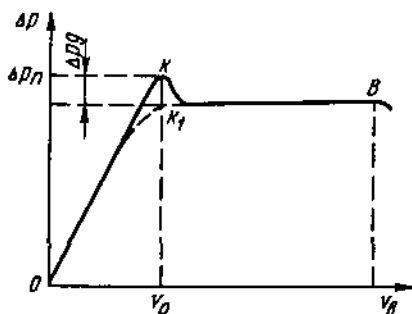


Рис. 10.2. Кривая псевдоожижения

часть аппарата под газораспределительную решетку. Перепад давления в слое измеряется дифференциальным манометром.

Состояние двухфазной системы наглядно изображается в виде кривой псевдоожижения. Эта кривая выражает зависимость перепада давления в слое Δp от скорости оживающего агента v :

$$\Delta p/H_0 = f(v), \quad (10.1)$$

где H_0 — высота неподвижного слоя, м.

При невысоких скоростях газа слой зернистого материала на решетке остается неподвижным, происходит фильтрация газа через слой (кривая OK на рис. 10.2). С увеличением скорости газа перепад давления в слое возрастает и в определенный момент масса зернистого материала в слое уравнивается гидродинамическим давлением потока газа — наступает гидродинамическое равновесие. В условиях гидродинамического равновесия начинается взаимное пульсационное перемещение частиц. Излом в точке K_1 соответствует переходу неподвижного слоя в псевдоожиженное состояние. Абсцисса точки K_1 определяет скорость газа, при которой начинается псевдоожижение, а ордината — перепад давления в этой точке. Скорость газа (жидкости) v_0 , при которой слой зернистого материала переходит в псевдоожиженное состояние, называется скоростью начала псевдоожижения. При дальней-

шем увеличении скорости газа слой расширяется, интенсивность перемешивания частиц возрастает, но перепад давления остается постоянным.

При определенной так называемой второй критической скорости $v_{\text{к}}$, или скорости уноса, гидродинамическое равновесие нарушается. Эта скорость является верхним пределом существования псевдооживленного слоя. При $v > v_{\text{к}}$ частицы уносятся из слоя, в результате этого снижается их массовое количество и уменьшается энергия, необходимая для поддержания твердой фазы во взвешенном состоянии.

Реальная кривая псевдооживления несколько отличается от идеальной. Для реальной кривой характерно наличие пика давления $\Delta p_{\text{п}}$ в момент перехода в псевдооживленное состояние, который объясняется затратой дополнительной энергии на преодоление сил сцепления между частицами. Величина пика давления зависит от формы и состояния поверхности частиц.

Реальная кривая псевдооживления обнаруживает гистерезис — так называемые линии прямого и обратного хода, которые получают соответственно при постепенном увеличении и уменьшении скорости газа. Эти линии вблизи точки K не совпадают, причем на линии обратного хода отсутствует пик давлений и она, как правило, располагается ниже линии прямого хода. Участок кривой обратного хода левее точки K соответствует более рыхлой упаковке частиц, возможной для неподвижного слоя. Вправо от точки K эти линии совпадают. В реальных условиях перепад давления может не быть строго постоянным. Он может монотонно возрастать, а также колебаться около некоторого среднего значения.

Форма кривой псевдооживления отражает состояние слоя.

Пределы существования псевдооживленного слоя, таким образом, ограничены скоростью начала псевдооживления и скоростью уноса. Резкий переход от неподвижного слоя к псевдооживленному характерен для слоев, состоящих из частиц близкого размера. Для полидисперсных слоев существует область скоростей псевдооживления, в которой начинается псевдооживление полидисперсных частиц и завершается переход от неподвижного к псевдооживленному слою.

Отношение рабочей скорости к скорости начала псевдооживления $W = v/v_0$ называется числом псевдооживления. Число псевдооживления характеризует состояние псевдооживленного слоя и интенсивность перемешивания частиц в нем. Характеристики псевдооживленного слоя зависят от числа псевдооживления.

Псевдооживление слоя может быть однородным и неоднородным. Однородное псевдооживление имеет место при псевдооживлении слоя капельной жидкостью. Для неоднородного псевдооживленного слоя характерно наличие в слое газовых пузырей (рис. 10.3). При небольших числах псевдооживления неоднородность слоя не

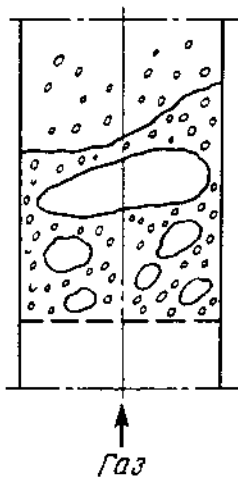


Рис. 10.3. Структура неоднородного псевдооживленного слоя

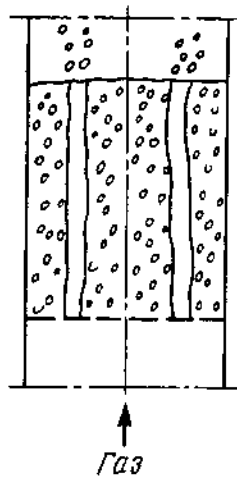


Рис. 10.4. Каналообразование в слое

сказывается отрицательно на его характеристиках. Движущиеся газовые пузыри интенсифицируют перемешивание частиц в слое. Однако при увеличении числа псевдооживления неоднородность слоя возрастает: увеличивается размер пузырей, и начинается интенсивный выброс (унос) частиц из слоя. Поперечный размер пузырей достигает размера аппарата. Возникает так называемый поршневой режим, при котором ухудшается равномерность контакта между газом и частицами материала.

При газовом псевдооживлении, особенно влажных, мелких и слипающихся частиц, может также наблюдаться каналообразование (рис. 10.4), при котором часть газа «проскакивает» через слой. Предельным случаем каналообразования является образование фонтанирующего слоя. При фонтанировании поток газа (или жидкости) прорывается через слой по каналу, возникающему близ оси аппарата.

Различают псевдооживление в плотной и разбавленной фазах.

Псевдооживление в плотной фазе наблюдается, когда скорость газа находится в пределах между скоростью начала псевдооживления v_0 и скоростью уноса v_u . При $v > v_u$ происходит пневмотранспорт частиц из слоя. В этом случае псевдооживленный слой находится в разбавленной фазе. В пределе разбавленная фаза существует, когда хотя бы одна частица находится в газовом потоке.

Для создания и поддержания в псевдооживленном состоянии слоя твердых частиц требуются затраты энергии E , которая расходуется

на преодоление трения частиц друг о друга и газа об их поверхность, на расширение слоя, на трение частиц и газа о стенки аппарата.

Для аппаратов постоянного сечения, пренебрегая сжимаемостью газа, можно принять, что $E = v\Delta pF$, где Δp — перепад давления при движении газа через слой; F — площадь поперечного сечения аппарата.

Перепад давления в слое, необходимый для выбора дутьевого оборудования, можно определить теоретическим путем. Если принять порозность ϵ постоянной по высоте слоя H , то

$$\Delta p = gQ_s(1 - \epsilon)H, \quad (10.2)$$

где Q_s — эффективная плотность частиц ($Q_s = Q_T$), кг/м³; ϵ — порозность псевдооживленного слоя.

Порозность $\epsilon = 1 - Q_{сн}/Q_T$, где $Q_{сн}$ — плотность слоя; Q_T — плотность твердых частиц, кг/м³.

Порозность неподвижного слоя $\epsilon_0 = 1 - Q_n/Q_T$, где Q_n — насыпная плотность материала, кг/м³.

В точке начала псевдооживления согласно уравнению (10.2)

$$\Delta p/H_0 = gQ_s(1 - \epsilon_0).$$

Приравнивая выражения (10. 1) и (10. 2), получают уравнение для определения скорости псевдооживления

$$f(v_0) = gQ_s(1 - \epsilon_0).$$

В литературе предложен ряд зависимостей для расчета скорости начала псевдооживления, полученных на основе различных уравнений для расчета гидравлического сопротивления слоя.

Для расчета перепада давления в слое можно рекомендовать уравнение Эргана

$$\Delta p = 150 \frac{(1 - \epsilon_0)^2}{\epsilon_0^3} \frac{\mu v}{d_s^2} H + 1,75 \frac{1 - \epsilon_0}{\epsilon_0^3} \frac{\rho_s v^2}{d_s} H,$$

из которого путем несложных преобразований О. М. Тодес получил критериальную зависимость для расчета скорости начала псевдооживления

$$Re_0 = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}}, \quad (10.3)$$

где Re_0 — критерий Рейнольдса; Ar — критерий Архимеда,

справедливую при $\varepsilon_0 = 0,38 \dots 0,42$. Эта зависимость используется практически во всем диапазоне изменения числа Рейнольдса при ламинарном, переходном и турбулентном режимах.

При расчете скорости псевдооживления по уравнению (10.3) вычисляют сначала значение критерия Ar по уравнению (6.8), затем находят величину Re_0 и по ней, используя уравнение (6.13), вычисляют скорость начала псевдооживления.

Для частиц несферической формы скорость начала псевдооживления определяют с учетом фактора формы Φ .

Размер частиц определенного размера, когда форма отличается от сферической, определяют, как диаметр шара, по объему равновеликого частице: $d_i = \sqrt[3]{6V_i/\pi}$, где V_i — среднеарифметическое значение объема одной частицы в данной фракции, определенное по количеству частиц в пробе n и массе пробы g при определенной плотности частиц ρ_T : $V_i = g/(n\rho_T)$.

Фактор формы частиц определяется как отношение площадей поверхностей равновеликого шара и частицы S_q : $\Phi = \sqrt{\pi d_q^2 / S_q} = \sqrt{4,87V_q^{2/3} / S_q}$.

Расчет второй критической скорости v_b (скорости уноса), при которой происходит массовый унос частиц, проводят по формуле, аналогичной (10.3):

$$Re_b = \frac{Ar}{18 + 0,575 \sqrt{Ar}} \quad (10.4)$$

Скорость витания (уноса)

$$v_b = Re_b \nu / d_4, \quad (10.5)$$

где ν — коэффициент кинематической вязкости.

10.3. АППАРАТЫ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ

Разработаны многочисленные конструкции аппаратов с псевдооживленным слоем, учитывающие технологические условия протекания процессов, требования к качеству получаемых продуктов, специфические особенности взаимодействующих веществ. На рис. 10.5 показаны некоторые схемы аппаратов с псевдооживленным слоем.

По принципу действия аппараты бывают периодического и непрерывного действия. В аппаратах непрерывного действия происходит взаимодействие газового потока с зернистым материалом, который непрерывно вводится в аппарат и выводится из него. Процесс может осуществляться в противотоке, прямотоке и перекрестном токе.

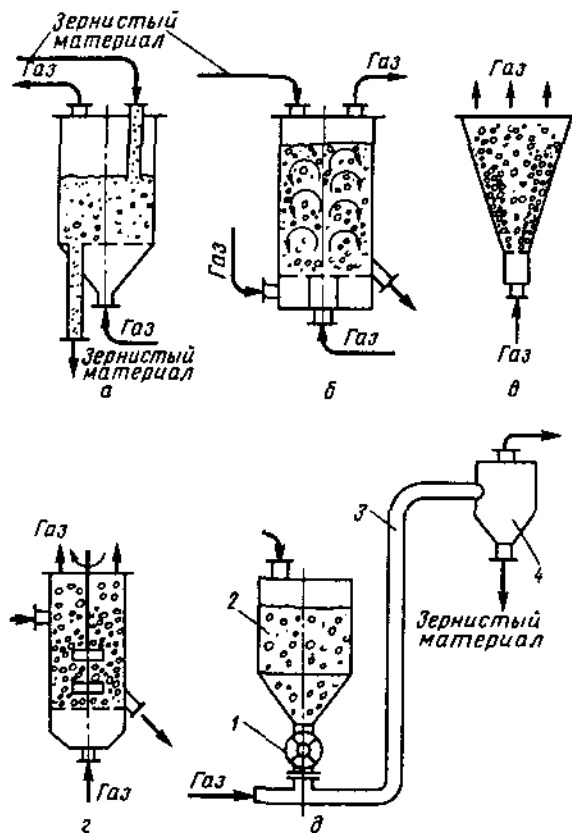


Рис. 10.5. Схемы аппаратов с псевдооживленным слоем:
a — цилиндрический противоточный непрерывного действия; *б* — с направленной циркуляцией (силос); *в* — конический; *г* — с перемешивающим устройством; *д* — устройство для пневмотранспорта:
 1 — шлюзовой затвор; 2 — бункер; 3 — пневмолиния; 4 — циклон

В цилиндрический противоточный аппарат непрерывного действия (рис. 10.5, *a*) оживающий газовый поток поступает снизу под газораспределительную решетку, а зернистый материал — в верхнюю часть аппарата. Для поддержания определенного уровня материала на газораспределительной решетке и вывода его из аппарата служит переточный патрубок.

Вертикальные цилиндрические силосы (рис. 10.5, *б*) используют для накопления и усреднения больших партий зерновых материалов. Псевдооживленный слой создается газом (воздухом), поступающим во внутреннюю полость между двумя днищами, которая разделена

концентрической перегородкой на внешнее и внутреннее кольца. Во внешнее кольцо подается примерно в 2 раза больше газа, чем во внутреннее. За счет разного количества газа, подаваемого во внешнее и внутреннее кольца, в силосе создается направленная циркуляция зернового материала от периферии к оси аппарата, способствующая его перемешиванию.

В конических аппаратах (рис. 10.5, в) уменьшение скорости снизу вверх позволяет псевдоожигать полидисперсные материалы. Газ подается через небольшое отверстие внизу аппарата с большой скоростью. Это позволяет при необходимости работать без газораспределительной решетки, что особенно важно при псевдоожигении комкующихся и слипающихся материалов. При значительном угле конусности аппарата струя газа может оторваться от стенок аппарата и образовать сплошной канал. По этому каналу будет двигаться с большой скоростью поток газовзвеси, образующий над поверхностью слоя фонтаны твердых частиц. Такой слой называется фонтанирующим.

В аппаратах с фонтанирующим слоем возникает интенсивная циркуляция зернистого материала от оси к его стенкам.

При псевдоожигении мелких частиц диаметром 25...40 мкм, обладающих склонностью к агломерации, слипанию и электризации, для улучшения перемешивания и разрушения застойных зон, а также для интенсификации процессов тепло- и массообмена используют газомеханический способ псевдоожигения. При этом способе дополнительную энергию вводят в слой посредством различного рода перемешивающих устройств и вибраторов (рис. 10.5, г).

На рис. 10.5, д показано устройство для пневмотранспорта зернистого материала в разбавленной псевдоожигенной фазе. Зернистый материал дозируется в пневмолинию с помощью шлюзового затвора.

Разделение псевдоожигенного слоя на зернистый материал и газ происходит на новом уровне в циклоне.

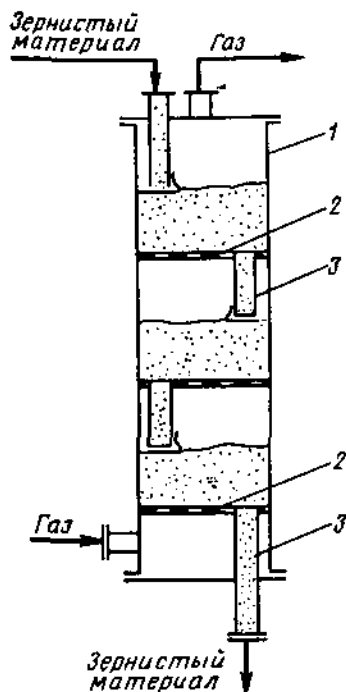


Рис. 10.6. Секционный аппарат непрерывного действия:

1 — корпус; 2 — газораспределительная решетка; 3 — переточное устройство

Для снижения обратного перемешивания зернистого материала, которое приводит к снижению движущей силы и выравниванию температур процесса, в противоточных аппаратах непрерывного действия применяют **секционирование** (рис. 10.6), т. е. разделяют весь слой зернистого материала по высоте перфорированными перегородками (возможно насадкой). Перетекание зернистого материала из верхних секций в нижние происходит под действием гравитационной силы через специальные переточные устройства либо через отверстия в горизонтальных перегородках (провальных тарелках).

Контрольные вопросы и задания. 1. Какое состояние слоя зернистого материала называют псевдоожженным? Как оно достигается? 2. Проанализируйте зависимость $\Delta p = f(v)$. Какие явления характерны для слоя зернистого материала при скорости газа, равной скорости начала псевдоожжения, скорости уноса? 3. Какими преимуществами и недостатками обладает псевдоожженный слой? 4. Почему при анализе псевдоожжения слоя полидисперсного зернистого материала оперируют понятием области псевдоожжения? 5. Чем реальные кривые псевдоожжения отличаются от идеальной кривой? 6. На что расходуется энергия газового потока при псевдоожжении слоя зернистого материала? 7. Какие бывают конструкции аппаратов с псевдоожженным слоем?

Задача 10.1. Определить скорость начала псевдоожжения и действительную скорость газового потока в слое силикагеля следующего фракционного состава:

Фракция, мм	-2,0...+1,5	-1,5...+1,0	-1,0...+0,5	-0,5...+0,25
Массовая доля, %	43	28	17	12

Число псевдоожжения $W = 2$, насыпная плотность $\rho_n = 650 \text{ кг/м}^3$, плотность частиц $\rho_c = 1100 \text{ кг/м}^3$. Температура воздуха 150°C .

Определим среднеситовые диаметры фракций и эквивалентный диаметр частиц силикагеля: $d_1 = (2,0+1,5)/2 = 1,75$; $d_2 = (1,5+1,0)/2 = 1,25$; $d_3 = (1,0+0,5)/2 = 0,75$; $d_4 = (0,5+0,25)/2 = 0,37$;

$$d_s = \frac{1}{\sum x_i/d_i} = \frac{1}{0,43/1,75 + 0,28/1,25 + 0,17/0,75 + 0,12/0,37} = 1,0 \text{ мм.}$$

Динамическая вязкость воздуха при 150°C $\mu = 2,4 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Плотность воздуха $\rho_r = 1,293 \cdot 273/(273+150) = 0,835 \text{ кг/м}^3$. Критерий Архимеда $Ar = d_s^3 \rho_c g / \mu^2 = 1^3 \cdot 10^{-9} \cdot 1,1 \cdot 10^3 \cdot 0,835 \cdot 9,81 / (2,4^2 \cdot 10^{-10}) = 1,565 \cdot 10^4$.

По формуле (10.3) определяем критерий Рейнольдса для начала псевдоожжения.

$$Re_0 = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}} = \frac{1,565 \cdot 10^4}{1400 + 5,22 \sqrt{1,565 \cdot 10^4}} = 7,62.$$

По значению критерия Рейнольдса находим скорость начала псевдоожжения

$$v_0 = \frac{Re_0 \mu}{d_s \rho_r} = \frac{7,62 \cdot 0,024 \cdot 10^{-3}}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,835} = 0,219 \text{ м/с.}$$

Определяем рабочую скорость воздуха

$$v = 2v_0 = 2 \cdot 0,219 = 0,438 \text{ м/с.}$$

ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

11.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Перемешивание в жидкой среде применяют при получении суспензий и эмульсий. При смешивании пластичных и сыпучих материалов ставится задача получения однородной массы основного вещества с различными твердыми, жидкими и пластичными добавками.

При перемешивании интенсифицируются тепловые, диффузионные и биохимические процессы.

Для перемешивания используют смесители различных конструкций.

Качество перемешивания характеризуется степенью (равномерностью) смешивания фаз.

Степень смешивания фаз I во всем объеме смесителя выражается уравнением

$$I = 1 - \frac{\sum_1^m \frac{\Delta x'}{100 - x_c} + \sum_1^n \frac{\Delta x''}{x_c}}{m + n}, \quad (11.1)$$

где m — число проб, в которых $\Delta x' > 0$; $\Delta x'$ — положительные разности концентраций в смесителе, определяемые по формуле $\Delta x' = x - x_c$; x_c — концентрация частиц в смеси при идеальном (полном) смешивании, определяемая по формуле $x_c = \frac{100 V_T \rho_s}{V_s \rho_s + V_m \rho_m}$ (здесь V_T — объем распределяемых в основной массе твердых частиц; ρ_s, ρ_m — плотности соответственно твердых частиц и основной массы в смесителе; V_m — объем основной массы, например жидкости, в аппарате); n — число проб, в которых $\Delta x'' < 0$; $\Delta x''$ — отрицательные разности, определяемые по формуле $\Delta x'' = x - x_c$.

Равномерность смешивания может изменяться от 0 до 1. При идеальном (полном) смешивании компонентов $I = 1$.

11.2. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ ЖИДКИХ СРЕД

Для перемешивания жидких сред используют несколько способов: пневматический, циркуляционный, статический и механический с помощью мешалок.

Пневматическое перемешивание осуществляют с помощью сжатого газа (в большинстве случаев воздуха), пропускаемого через слой перемешиваемой жидкости. Для равномерного распределения газа в слое жидкости газ подается в смеситель через барботер. Барботер представляет собой ряд перфорированных труб, расположенных у дна смесителя по окружности или спирали.

В ряде случаев перемешивание осуществляется с помощью эжекторов.

Интенсивность перемешивания определяется количеством газа,

пропускаемого в единицу времени через единицу свободной поверхности жидкости в смесителе.

Пневматическое перемешивание имеет ограниченное применение. Оно используется тогда, когда допускается взаимодействие перемешиваемой жидкости с газом.

Циркуляционное перемешивание осуществляют с помощью насоса, перекачивающего жидкость по замкнутой системе смеситель — насос — смеситель.

Интенсивность циркуляционного перемешивания зависит от кратности циркуляции, т. е. отношения подачи циркуляционного насоса в единицу времени к объему жидкости в аппарате. В ряде случаев вместо насосов могут применяться паровые эжекторы.

Статическое смешивание жидкостей невысокой вязкости, а также газа с жидкостью осуществляется в статических смесителях за счет кинетической энергии жидкостей или газов.

Статические смесители устанавливают в трубопроводах перед реактором или другой аппаратурой или непосредственно в реакционном аппарате.

Простейшими статическими смесителями являются устройства с винтовыми вставками различной конструкции.

На рис. 11.1, а представлена конструкция цилиндрического статического смесителя, предназначенного для перемешивания газа и жидкости, с вставными элементами, представляющими собой разнозакрученные пластины из нержавеющей стали, установленные последовательно встык в корпусе смесителя. Геометрические характеристики отдельного элемента определяются углом и направлением закручивания, а также соотношением диаметра и длины. Количество установленных элементов зависит от вязкости, а также от соотношения вязкостей смешиваемых жидкостей: чем выше вязкость и различие в вязкости жидкостей, тем больше устанавливают элементов.

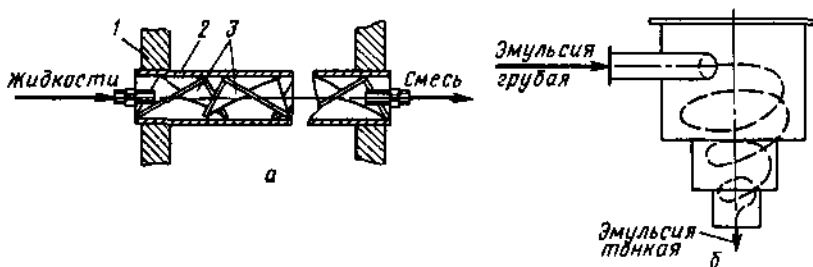


Рис. 11.1. Статические смесители:

а — цилиндрический с вставными элементами: 1 — фланец; 2 — корпус; 3 — смешивающие элементы; б — эмульсор

Статические смесители используют также при получении эмульсий. На рис. 11.1, б изображен вихревой эмульсор для получения эмульсии жирофосфатидной смеси в обезжиренном молоке (заменитель цельного молока). Вихревой эмульсор обеспечивает высокую эффективность эмульгирования при давлении 0,3...0,36 МПа, прост в изготовлении и эксплуатации. Принцип его действия заключается в использовании эффекта центробежной форсунки при каскадном истечении жидкости. Получаемая эмульсия с размером частиц до 3 мкм не расслаивается в течение 24 ч.

Механическое перемешивание используют для интенсификации гидромеханических процессов (диспергирования), тепло- и массообменных, биохимических процессов в системах жидкость — жидкость, газ — жидкость и газ — жидкость — твердое тело. Осуществляют его с помощью различных перемешивающих устройств — мешалок. Мешалка представляет собой комбинацию лопастей, насаженных на вращающийся вал.

Все перемешивающие устройства, применяемые в пищевых производствах, можно разделить на две группы: в первую группу входят лопастные, турбинные и пропеллерные, во вторую — специальные — винтовые, шнековые, ленточные, рамные, ножевые и другие, служащие для перемешивания пластичных и сыпучих масс.

По частоте вращения рабочего органа перемешивающие устройства делятся на тихо- и быстроходные.

Лопастные (рис. 11.2, а, б), ленточные, якорные и шнековые мешалки относятся к тихоходным: частота их вращения составляет 30...90 мин⁻¹, окружная скорость на конце лопасти для вязких жидкостей — 2...3 м/с.

Преимущества лопастных мешалок — простота устройства и невысокая стоимость. К недостаткам относится создаваемый слабый осевой поток жидкости, что не обеспечивает полного перемешивания во всем объеме смесителя. Усиление осевого потока достигается при наклоне лопастей под углом 30° к оси вала.

Якорные мешалки имеют форму днища аппарата. Их применяют при перемешивании вязких сред. Эти мешалки при перемешивании очищают стенки и дно смесителя от налипающих загрязнений.

Шнековые мешалки имеют форму винта и применяются, как и ленточные, для перемешивания вязких сред.

К быстроходным относятся пропеллерные и турбинные мешалки: частота их вращения составляет от 100 до 3000 мин⁻¹ при окружной скорости 3...20 м/с.

Пропеллерные мешалки (рис. 11.2, в) изготавливают с двумя или тремя пропеллерами. Они обладают насосным эффектом и используются для создания интенсивной циркуляции жидкости. Применяются для перемешивания жидкостей вязкостью до 2 Па·с.

Турбинные мешалки (рис. 11.2, г, д, е) изготавливают в форме

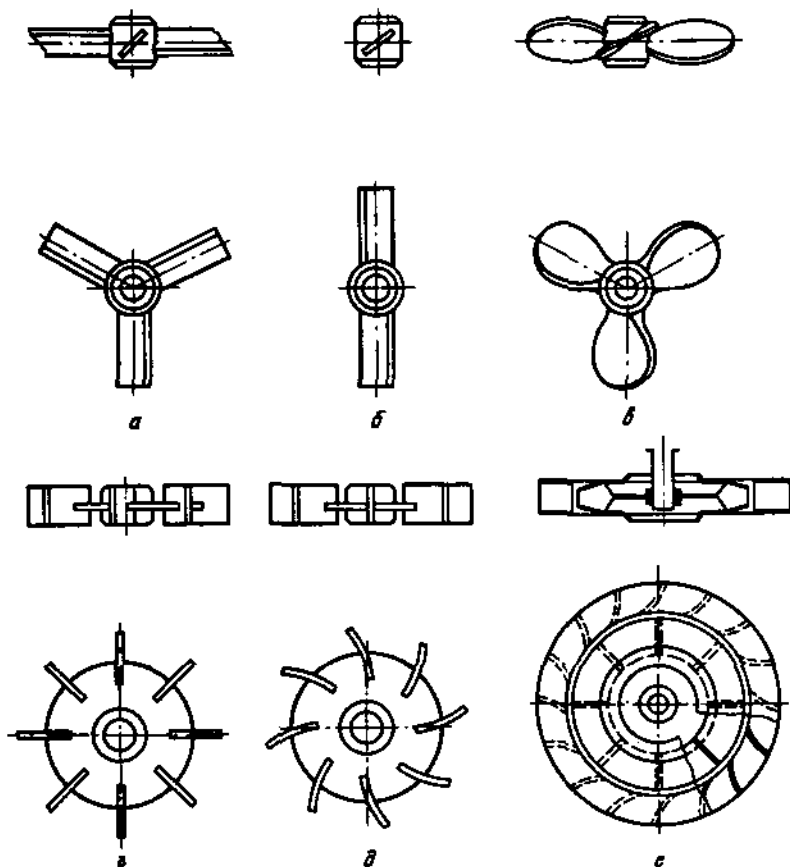


Рис. 11.2. Типы мешалок:

а — трехлопастная; *б* — двухлопастная; *в* — пропеллерная; *г* — открытая турбинная; *д* — открытая турбинная с наклонными лопастями; *е* — закрытая турбинная

колес турбин с плоскими, наклонными и криволинейными лопастями. Они бывают открытого и закрытого типов. Закрытые мешалки имеют два диска с отверстиями в центре для прохода жидкости. Для одновременного создания радиального и осевого потоков применяют турбинные мешалки с наклонными лопастями. Турбинные мешалки обеспечивают интенсивное перемешивание во всем рабочем объеме смесителя. Для уменьшения кругового движения жидкости и образования воронки в смесителе устанавливаются отражательные перегородки.

Турбинные мешалки применяют при перемешивании жидкостей вязкостью до 500 Па·с, а также грубых суспензий.

Основные элементы типового смесителя с перемешивающим устройством — корпус с крышкой, привод и мешалки (рис. 11.3).

Наиболее широко применяют выносной электрический привод с вертикальным валом. Бывают также приводы с горизонтальным и боковым расположением вала. Возможно верхнее и нижнее расположение вертикального привода по отношению к смесителю.

Вал перемешивающего устройства соединяется с валом редуктора чаще всего продольно-разъемной или зубчатой муфтой. В первом случае опорой вала является подшипник редуктора.

При работе мешалки возникают крутящие колебания вследствие динамических нагрузок на консольный конец вала. Для устранения колебаний и повышения надежности в реакторах обычно устанавливают концевой или промежуточный подшипник.

Для уплотнения вращающихся валов с целью создания герметичности применяют сальники с мягкими и твердыми набивками. На рис. 11.4 показан охлаждаемый сальник, в котором сальниковое устройство одновременно является подшипником скольжения для вала мешалки. В середине сальниковой набивки имеется смазочное кольцо, обеспечивающее подвод смазки по всему периметру вала. Отвод теплоты осуществляется охлаждающей жидкостью, подаваемой в рубашку.

Расчет перемешивающих устройств сводится к определению

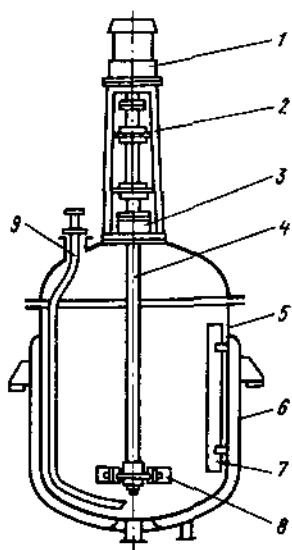


Рис. 11.3. Смеситель с мешалкой:
1 — привод; 2 — стойка привода; 3 — уплотнение; 4 — вал;
5 — корпус; 6 — рубашка; 7 — отражательная перегородка;
8 — мешалка; 9 — труба

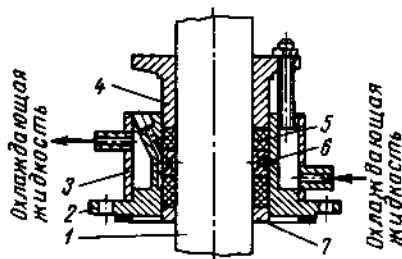


Рис. 11.4. Охлаждаемый сальник:
1 — вал мешалки; 2 — корпус сальника; 3 — рубашка; 4 —
нажимной фланец; 5 — набивка; 6 — смазочное кольцо; 7 —
упорное кольцо

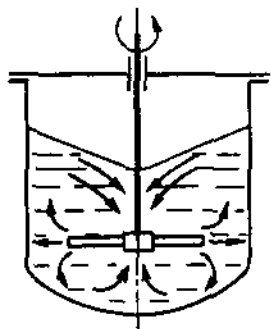


Рис. 11.5. Схема циркуляции жидкости в смесителе

мощности, расходуемой на перемешивание. Интенсивность перемешивания назначается на основании экспериментальных данных.

После выбора типа, размеров и частоты вращения мешалки приступают к расчету потребляемой мощности.

При работе мешалок в аппаратах возникают определенным образом направленные токи жидкости. При низкой частоте вращения мешалки жидкость вращается по окружностям, лежащим в горизонтальных плоскостях движения лопастей мешалки. При этом отсутствует перемешивание с соседними слоями жидкости.

Интенсивное перемешивание жидкости имеет место только в результате образования вторичных потоков и вихревого движения. Под действием центробежных сил жидкость движется в плоскости вращения лопасти мешалки от центра смесителя к стенкам. Вследствие такого движения в центре смесителя возникает зона пониженного давления и образуется воронка, куда засасывается жидкость из слоев, расположенных выше и ниже лопасти мешалки. Вторичные потоки и круговое движение жидкости создают сложный контур циркуляции, показанный на рис. 11.5.

Представив циркуляцию жидкости в смесителе как движение по замкнутому трубопроводу сложной формы, можно получить критериальное уравнение для расчета потребляемой мощности типа $Eu = f(Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots)$. Влияние сил тяжести на движение жидкости в смесителе невелико, и им можно пренебречь. Тогда $Eu = f(Re, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots)$, где $Re = v_{cp} d_m \rho / \mu_j$; $Eu = \Delta p / (\rho v_{cp}^2)$; Γ_1 и Γ_2 — параметрические критерии, характеризующие геометрические размеры мешалки и смесителя.

В качестве определяющего линейного размера принимают диаметр мешалки d_m , а вместо линейной скорости жидкости, среднюю величину которой определить практически нельзя, в критерии подобия подставляют окружную скорость конца лопасти мешалки $v_{окр} = \pi d_m n / 60$, где n — частота вращения, c^{-1} .

Перепад давлений между передней и задней плоскостями лопасти мешалки выражают через полезную мощность N , введенную в жидкость, по аналогии с мощностью насоса, расходуемой на перекачивание жидкости по трубопроводу:

$$\Delta p = N / V_{сек},$$

где $V_{сек}$ — объем перемещаемой жидкости, который определяется произведением объема жидкости в аппарате на кратность циркуляции, m^3/c ;

$$V_{сек} = F H m,$$

где F — площадь поперечного сечения аппарата, m^2 ; H — высота уровня жидкости в аппарате, m ; m — кратность циркуляции, c^{-1} .

Выразим размеры аппарата через диаметр мешалки, так как эти размеры взаимосвязаны:

$$F = C_2 d_m^2; H = C_3 d_m,$$

а кратность циркуляции можно принять пропорциональной частоте вращения мешалки

$$m = C_4 n.$$

С учетом того, что $v = C_1 v_{\text{окр}} = C_1 \pi d_m n = C_5 d_m n$, получим модифицированный критерий Эйлера

$$Eu_m = N / (C_2 C_3 C_4 C_5 \rho n^3 d_m^5).$$

Исключив коэффициенты пропорциональности C_2 , C_3 , C_4 и C_5 , получим модифицированные критерии Эйлера и Рейнольдса

$$\begin{aligned} Eu_m &= N / (\rho n^3 d_m^5); \\ Re_m &= n d_m^2 \rho / \mu_{\text{ж}}, \end{aligned}$$

где ρ — плотность жидкости, кг/м^3 ; $\mu_{\text{ж}}$ — вязкость, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Тогда связь между модифицированными критериями выразится уравнением $Eu_m = f_1(Re_m, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots)$, конкретный вид которого для каждого типа мешалки определяют экспериментальным путем.

После преобразований получим упрощенное критериальное уравнение $Eu_m = A Re_m^{\alpha} \Gamma_1^{\beta} \Gamma_2^{\gamma}$. Значения коэффициента A и показателей степеней зависят от типа мешалки, конструкции смесителя и режима перемешивания, и их находят экспериментально. Для упрощения расчетов экспериментальные данные представляют в виде графической зависимости между критериями Эйлера и Рейнольдса с учетом подобия условий входа и выхода жидкости из реактора.

Зависимости $Eu_m = f(Re_m)$ для нормализованных перемешивающих устройств разных типов представлены на рис. 11.6; характеристики мешалок приведены в табл. 11.1 и на рис. 11.7.

Из установленных закономерностей следует, что мощность, потребляемая мешалкой, возрастает с увеличением частоты ее вращения в кубе и диаметра в пятой степени, а также с ростом плотности и вязкости перемешиваемой жидкости.

На потребляемую мешалкой мощность, кроме того, значительное влияние оказывают форма аппарата и расположение мешалки в нем. Для аппаратов, форма которых отличается от цилиндрической, а также при размещении в смесителе перегородок, змеевиков и т. д., потребляемая при перемешивании мощность возрастает.

Перемешивание механическими мешалками может происходить при ламинарном или турбулентном режиме. При ламинарном

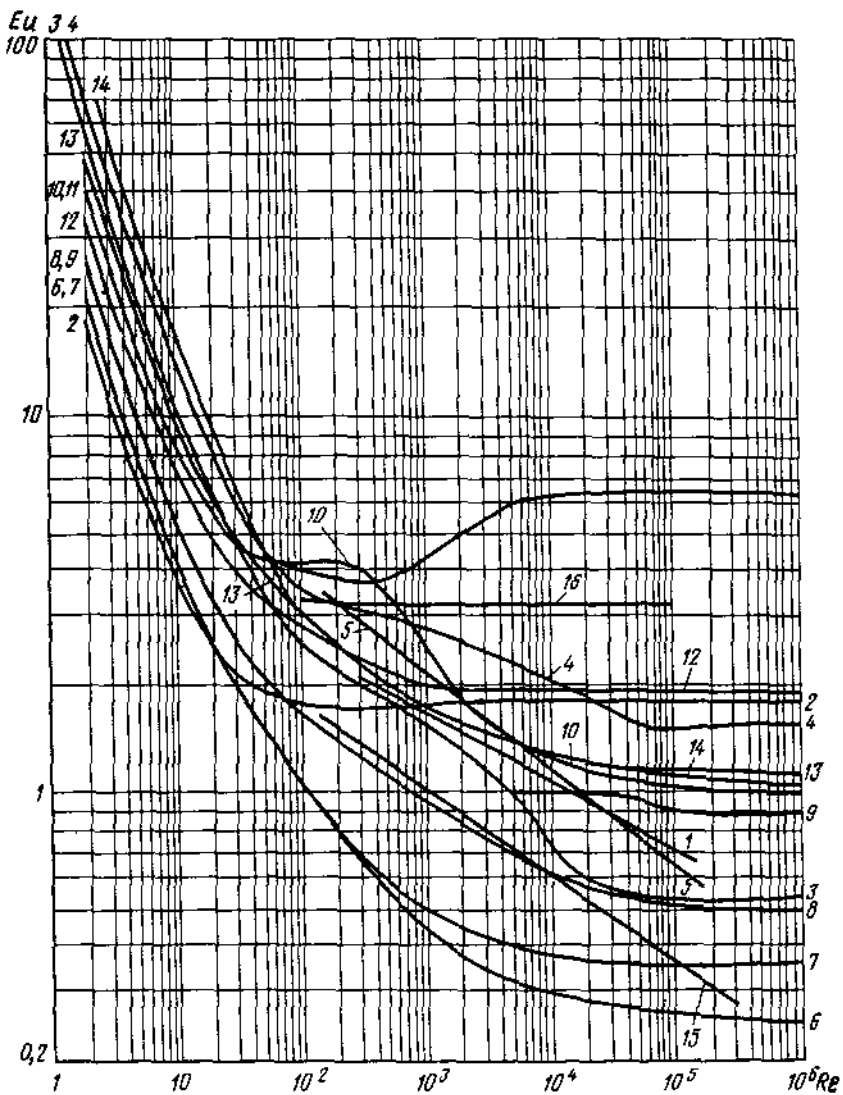


Рис. 11.6. Графическая зависимость $Eu = f(Re)$ для различных типов мешалок (нумерация кривых соответствует номеру и типу мешалки в табл. 11.1 и на рис. 11.7)

11.1. Характеристики мешалок и аппаратов

Номер мешалки на рис. 11.7, номер кривой на рис. 11.6	Тип мешалки	Характеристика мешалки				Характеристика сосуда
		D/d	H/D	b/d_m	s/d_m	
1	Двухлопастная	3	1	0,25	—	Без перегородок
2	»	3	1	0,167	—	С четырьмя перегородками шириной $0,1D$
3	»	2	1	0,885	—	Без перегородок
4	»	2	1	0,885	—	Со змеевиком ($d_{зм} = 1,9d$; $d_{тр} = 0,066d$; $t = 0,12d$)
5	Шестилопастная	1,11	1	0,066	—	Без перегородок
6	Пропеллерная	3	1	—	1	То же
7	»	3	1	—	1	С четырьмя перегородками шириной $0,1D$
8	»	3	1	—	2	Без перегородок
9	»	3	1	—	2	С четырьмя перегородками шириной $0,1D$
10	Открытая турбинная с шестью плоскими лопатками	3	$(l/d = 0,25)$		—	Без перегородок
11	То же	3	1	0,2	—	С четырьмя перегородками шириной $0,1D$
12	Открытая турбинная с восемью плоскими наклонными лопатками	3	1	0,125	—	То же
13	Закрытая турбинная с шестью лопатками	3	1	—	—	Без перегородок
14	Закрытая турбинная с шестью лопатками и направляющим аппаратом	3	1	—	—	То же
15	Якорная	1,11	1	0,066	—	»
16	Дисковая с шестью лопатками	2,5	1	0,1	—	С четырьмя перегородками шириной $0,1D$

Примечание. D — диаметр сосуда; H — высота слоя жидкости в мешалке; b — ширина лопасти мешалки; s — шаг винта; l — длина лопасти; d , $d_{тр}$, $d_{зм}$ — диаметр соответственно мешалки, трубы и змеевика; t — шаг змеевика.

режиме $Re_m < 20$ перемешиваются слои жидкости, которые непосредственно примыкают к лопастям мешалки. При $Re_m > 100$ имеет место турбулентный режим перемешивания.

В области развитой турбулентности ($Re_m > 10^5$) число Эйлера практически не зависит от критерия Рейнольдса. В этой автомодельной области увеличение частоты вращения мешалки приводит к уве-

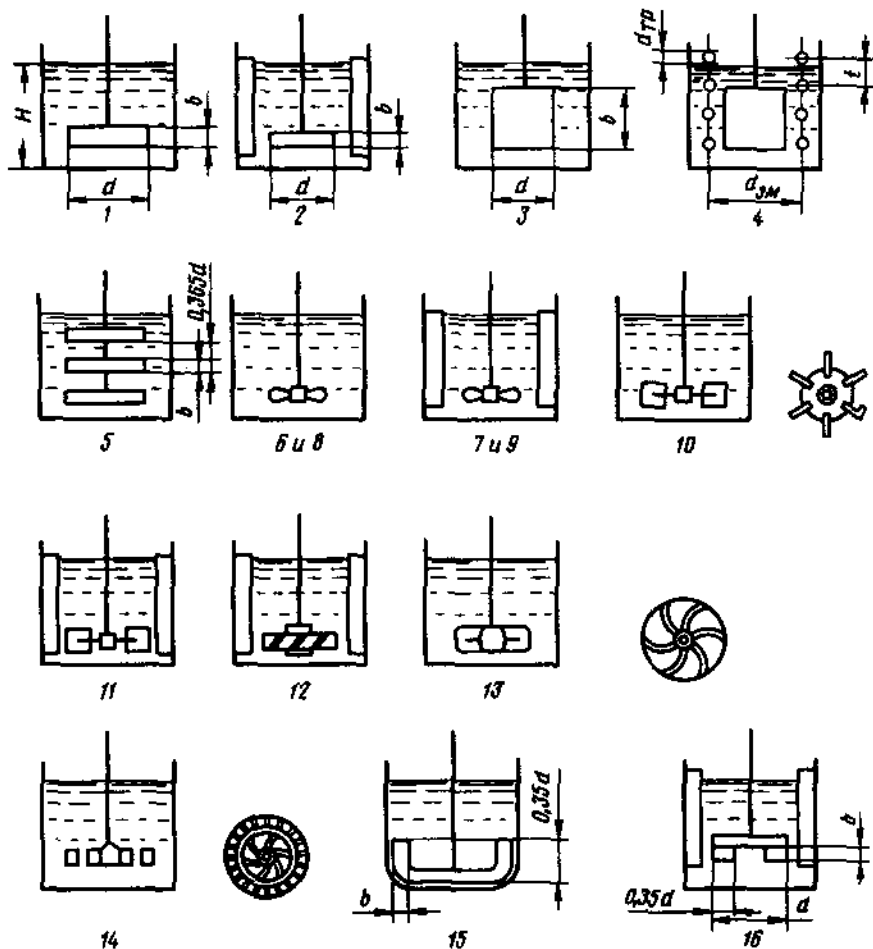


Рис. 11.7. Схемы смесителей, приведенных в табл. 11.1

личению затрачиваемой мощности без достижения желаемого эффекта.

Представленные на рис. 11.6 зависимости позволяют по заданной на основании экспериментальных данных интенсивности перемешивания подобрать методом последовательных приближений тип мешалки, ее размеры и частоту вращения и рассчитать мощность двигателя для привода мешалки.

По рабочему объему аппарата V_p и требуемой интенсивности перемешивания j определяют потребляемую мешалкой мощность [в Н·м/ (м³·с)]

$$N = jV_p. \quad (11.2)$$

Затем выбирают тип мешалки, ее размеры и частоту вращения.

По предварительно выбранным параметрам мешалки рассчитывают критерий Эйлера, в соответствии с которым по рис. 11.6 находят Re_m . По значению Re_m определяют частоту вращения мешалки

$$n = Re_m \mu_j / (d_m^2 \rho). \quad (11.3)$$

Если найденная из этого соотношения частота вращения окажется меньше или больше предварительно принятой, то задаются другим ее значением: большим или меньшим. Расчет проводят до совпадения предварительно принятой частоты вращения мешалки с найденной из соотношения (11.3).

Если полученную в результате такого расчета частоту вращения мешалки представляется целесообразным увеличить или уменьшить, для этого соответственно уменьшают или увеличивают предварительно принятый диаметр мешалки.

Мощность двигателя (в кВт) вычисляют по уравнению

$$N_d = N / \eta, \quad (11.4)$$

где η — коэффициент полезного действия привода.

Энергия (в кВт·ч), расходуемая на перемешивание мешалкой, определяется в зависимости от заданной продолжительности перемешивания τ (ч):

$$E = N_d \tau.$$

В пусковой период, когда энергия расходуется не только на преодоление сил трения, но и на преодоление сил инерции приводимого в движение перемешивающего устройства и самой жидкости, потребляемая мешалкой мощность возрастает по сравнению с расчетной.

Опыт эксплуатации смесителей показывает, что в период пуска сила, действующая на лопасти перемешивающего устройства со стороны жидкости, увеличивается в 2...4,5 раза по сравнению с усилениями, действующими в рабочий период. Поэтому применяют асинхронные электродвигатели, допускающие кратковременную перегрузку на 200...300 %.

11.3. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ ПЛАСТИЧНЫХ МАСС

При перемешивании пластичных масс, в частности при получении теста в хлебопекарном, макаронном и кондитерском производствах, не только смешиваются различные компоненты, но и тесто при этом разминается, насыщается воздухом и приобретает определенные свойства.

Процесс перемешивания проводится в смесителях периодического и непрерывного действия, оборудованных специальными перемешивающими устройствами — рамными, шнековыми и ленточными мешалками (рис. 11.8). Смесители могут иметь месильное устройство с вертикальной или горизонтальной осью.

Для обработки эластично-упругих масс (пшеничное тесто) в ряде случаев применяют смесители с двумя месильными устройствами, вращающимися навстречу друг другу с различными скоростями.

Для расчета мощности, потребляемой шнековой мешалкой диаметром d_m , может быть использовано уравнение $Eu_m = 71/Re_m$ или $N = Ad_m n^2 \mu$. Коэффициент A определяется как функция типа геометрических соотношений перемешивающего устройства.

Для смешивания мало- и высоковязких кондитерских масс (вафельное тесто, вафельная начинка, бисквитное тесто, песочное тесто и т. д.), а также перемешивания кондитерских масс с сыпучими компонентами (кексовое тесто с изюмом, белково-сбивная масса с орехами) применяют смесители корытообразной формы с расположенными в них двумя спиральными рабочими органами, вращающимися в разные стороны. Высокая интенсивность перемешивания достигается за счет проведения процесса в тонком слое.

Тесто для пирожных готовится в аппарате с месильным устройством, которое имеет четыре лопасти, расположенные под углом 90° , выполненные по форме днища аппарата (рис. 11.9). Частота

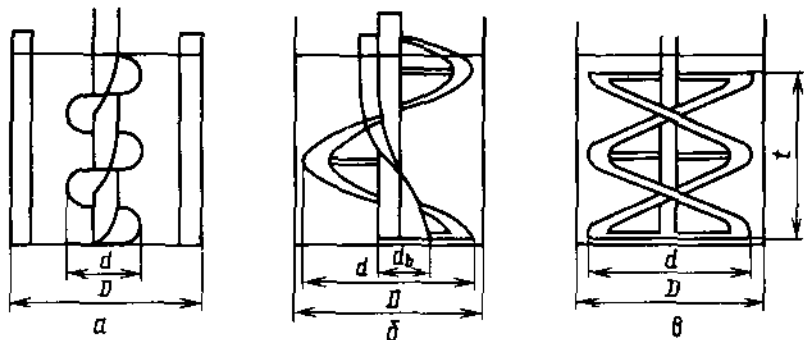
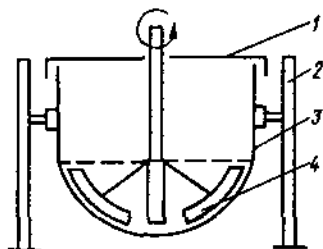


Рис. 11.8. Схемы шнековых (а) и ленточных (б, в) мешалок

Рис. 11.9. Аппарат для приготовления теста:

1 — крышка; 2 — стойка; 3 — корпус; 4 — месильное устройство



вращения мешалки 12 мин^{-1} . По окончании процесса смешивания аппарат опрокидывается, при этом крышка откидывается и происходит выгрузка теста.

11.4. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ

Для перемешивания сыпучих материалов в пищевых производствах используют смесители, работающие в других отраслях промышленности, или смесители, специально сконструированные для смешивания материалов, различающихся гранулометрическим составом, плотностью, прочностью, физическим состоянием и другими физическими свойствами.

Как правило, смесители классифицируют по принципу действия, скоростным характеристикам и конструктивным признакам. По принципу действия все смесители могут быть разделены на смесители непрерывного и периодического действия. Смесители периодического действия можно разделить на барабанные, ленточные, бегунковые, центробежные, с вращающимся ротором, червячно-лопастные, плунжерные, пневмосмесители и смесители с псевдоожиженным слоем; смесители непрерывного действия — на барабанные, червячно-лопастные, роторные и др.

По скоростным характеристикам смесители делятся на скоростные и тихоходные.

Скоростные смесители бывают одно- и двухступенчатыми. Одна ступень может быть обогреваемой, а другая — охлаждаемой. В зависимости от конструкции ротора смесители делятся на лопастные (турбинные), волчковые, дисковые и шнековые.

Общий вид двухступенчатого центробежного турбосмесителя показан на рис. 11.10. Такой смеситель применяют при смешивании порошкообразных, вязких и жидких материалов. Первая ступень служит для гомогенизации смеси, а вторая — для ее охлаждения. Для улавливания пыли на крышке смесителя установлен рукавный фильтр. В смесителе вращается скоростной комбинированный ротор, состоящий из трехлопастной мешалки и комбинации ножей (рис. 11.11).

Готовая охлажденная смесь выгружается через нижний затвор, управляемый пневмоцилиндром. Смесительные роторы приводятся во вращение от электродвигателей через ременную передачу.

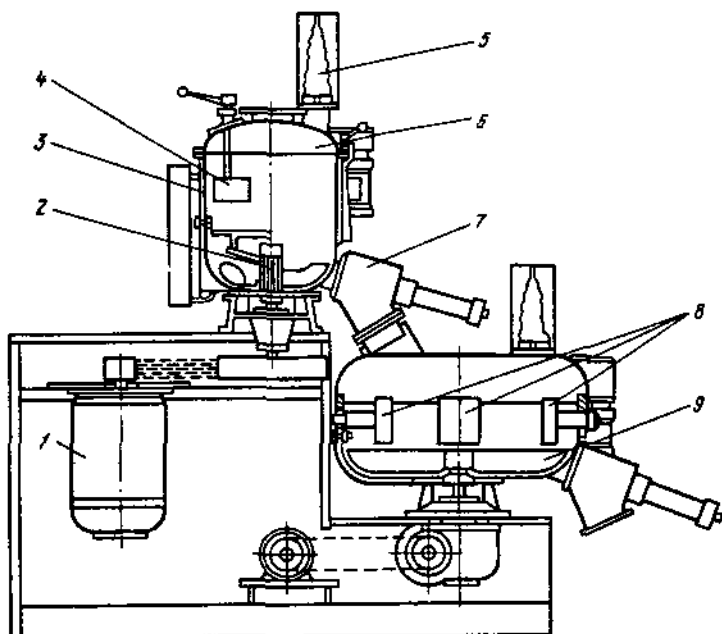


Рис. 11.10. Комбинированный турбосмеситель:
 1 — электродвигатель; 2 — ротор; 3 — обогреваемая рубашка; 4 — дефлектор; 5 — фильтр; 6 — поворотная крышка; 7 — перфорочное устройство; 8 — охлаждаемые сегменты; 9 — перемешивающее устройство

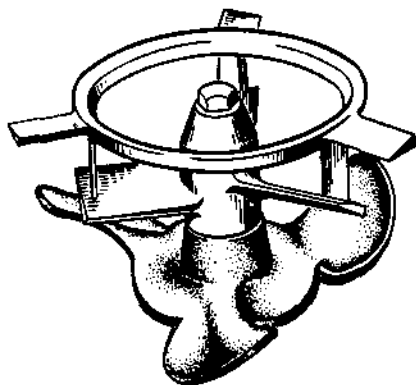


Рис. 11.11. Рабочий орган турбосмесителя

Принцип действия смесителей с псевдооживленным слоем основан на псевдооживлении смешиваемых материалов быстровращающимся ротором. Частота вращения рабочего органа смесителей разных моделей и объемов изменяется от 300 до 3000 мин⁻¹.

При вращении рабочего органа материал отбрасывается к стенке смесителя и перемещается вверх, при этом образуется циркуляционный контур. Восходящий поток материала вдоль стенок препятствует налипанию влажного материала на стенку. Рабочий орган выполнен таким образом, чтобы не образовывались застойные зоны.

Его конструкция обеспечивает самоочистление лопаток ротора. Как правило, рабочий орган состоит из 2- или 3-рядных ножевых лопастей, горизонтальных или загнутых вверх.

Тихоходные смесители (ленточные, лопастные, шнековые и с псевдооживленным слоем) для смешивания сыпучих и влажных материалов имеют цилиндрическую или корытообразную форму и закрываются с торцов и сверху крышками. Внутри корпуса смесителя расположен вал с плоскими ленточными спиральными лопастями. Для интенсивного перемешивания материалов лопасти выполнены с левой и правой навивкой. В ленточных смесителях большой вместимости смесительный элемент состоит из четырех лент. Окружная скорость наружной ленты составляет 1,2 м/с. Привод вала осуществляется через клиноременную передачу.

На рис. 11.12 показан спаренный планетарно-червячный смеситель, предназначенный для смешивания зернистых материалов с диаметром частиц не более 10 мм. Смеситель состоит из конического корпуса, внутри которого расположен наклонный червяк, вращающийся одновременно вокруг собственной оси и вокруг конического корпуса смесителя при помощи водила. Смешиваемые материалы червяком перемещаются вверх, а затем падают под действием гравитационной силы. Смеситель обеспечивает хорошее смешивание при небольшом расходе энергии: Частота вращения червяка 60 мин^{-1} , водила $1,58 \text{ мин}^{-1}$. Корпус смесителя закрыт общей крышкой, на которой установлены приводы червяков и водила.

Смесители, основанные на псевдооживлении зернистых материалов газовым потоком, применяют для усреднения больших партий. Смеситель представляет собой вертикальный цилиндрический корпус с коническим днищем и крышкой. В нижнюю часть днища вмонтированы сопла, которые соединяются с коллектором подачи сжатого газа. Материал загружается через загрузочные клапаны, расположенные на крышке, а выгружается через разгрузочный клапан, расположенный в нижней части днища.

Смешивание происходит за счет импульсной подачи сжатого газа при давлении до 3 МПа в камеру смешения. При подаче сжатого газа образуются турбулентные пылегазовые потоки, направленные по восходящей спирали в периферийной кольцевой зоне смесителя и по нисходящей — в центральной цилиндрической зоне. В результате движения частиц материала по пересекающимся траекториям происходит его перемешивание. Технологический газ, очищенный от пыли в циклоне или фильтре, поступает на компримирование.

Контрольные вопросы и задания. 1. С какой целью применяется перемешивание в пищевой технологии? 2. Какой показатель характеризует качество смешивания? 3. Какие существуют способы перемешивания в жидких средах? 4. Какие конструкции мешалок применяют в пищевой технологии и от чего зависит выбор мешалки? 5. От

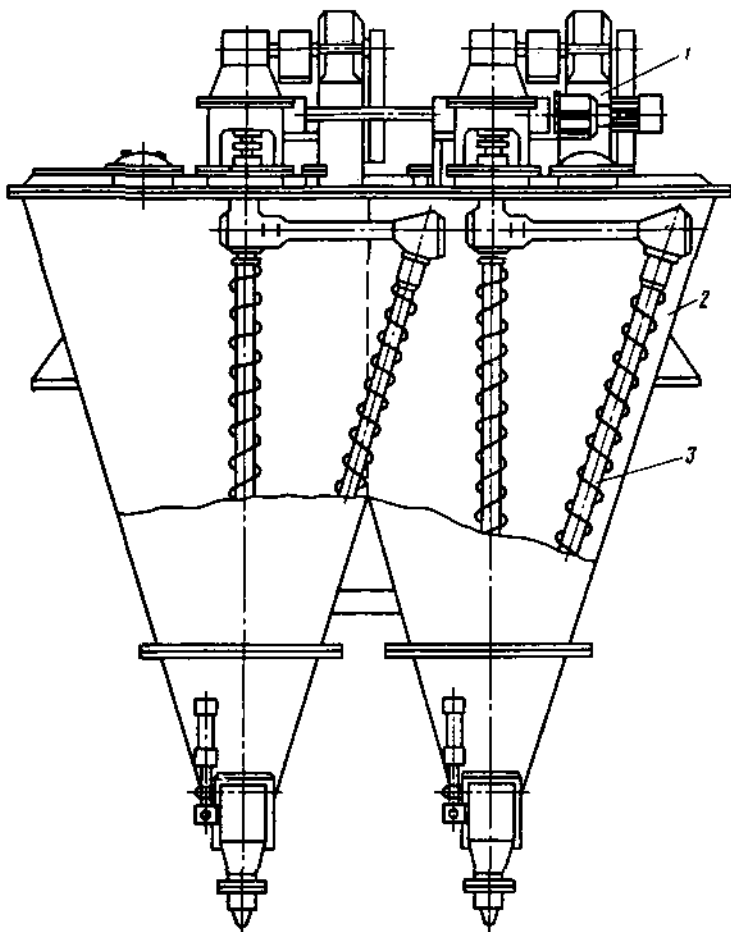


Рис. 11.12. Общий вид смесителя-усреднителя с планетарным шнековым перемешивающим устройством:

1 — привод; 2 — конический корпус; 3 — перемешивающее устройство

каких параметров зависит мощность, потребляемая мешалкой? 6. Почему в критериальное уравнение, описывающее процесс перемешивания, входят модифицированные критерии гидродинамического подобия? 7. Как определить мощность, потребляемую мешалкой? 8. Какие типы месильных устройств применяют для перемешивания пластичных масс, сыпучих материалов?

Задача 11.1. Определить мощность, потребляемую открытой турбинной мешалкой, вращающейся с частотой $n=4,7 \text{ с}^{-1}$, при перемешивании суспензии в аппарате

диаметром $D=1,2$ м и высотой $H=1,6$ м. Плотность жидкости $\rho_{ж}=1070$ кг/м³; вязкость $\mu_{ж}=0,02$ Па·с. Содержание твердой фазы $\varphi=0,3$. Плотность частиц $\rho_{тв}=1400$ кг/м³.

Плотность суспензии определяем по формуле $\rho_c = \rho_{тв}\varphi + \rho_{ж}(1-\varphi) = 1400 \cdot 0,3 + 1070 \cdot 0,7 = 1169$ кг/м³.

Вязкость суспензии определяем по формуле $\mu_c = \mu_{ж}(1 + 4,5\varphi) = 0,02 \times (1 + 4,5 \cdot 0,3) = 0,047$ Па·с.

Определяем режим перемешивания $Re_m = nd_m^2 \rho_c / \mu_c = 4,7 \cdot 0,4^2 \cdot 1169 / 0,047 = 18704$, следовательно, режим турбулентный.

Диаметр нормализованной мешалки $d_n = 0,33D = 0,33 \cdot 1,2 = 0,4$ м.

По критерию Рейнольдса и рис. 11.6 (кривая 10) находим значение критерия Эйлера $Eu_m = 1,2$, по которому определяем мощность, потребляемую мешалкой: $Eu_m \rho_c n^3 d_m^5 = 1,2 \cdot 1169 \cdot 4,7^3 \cdot 0,4^5 = 1491$ Вт.

Глава 12

ОБРАТНЫЙ ОСМОС И УЛЬТРАФИЛЬТРАЦИЯ

12.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Обратный осмос — это способ разделения растворов путем их *фильтрования под давлением через полупроницаемые мембраны*, пропускающие растворитель и задерживающие молекулы или ионы растворенных веществ.

Ультрафильтрация — это процесс разделения, фракционирования и концентрирования растворов с помощью полупроницаемых мембран. При этом жидкость непрерывно подается в пространство над мембраной под давлением 0,1...1,0 МПа.

При ультрафильтрации исходный раствор разделяется на два принципиально новых продукта: низкомолекулярный (фильтрат) и высокомолекулярный. Фильтрат проходит сквозь мембрану и удаляется через дренажную систему, а высокомолекулярный продукт концентрируется. Ультрафильтрация позволяет выделять молочные белки из вторичных продуктов молочной промышленности и ценные вещества из других пищевых растворов, получать дополнительные резервы производства продуктов питания.

Применение мембранных процессов в пищевой технологии позволяет значительно снизить энергоемкость процессов обезвоживания фруктовых и овощных соков, сиропов, экстрактов по сравнению с процессами выпаривания или вымораживания, улучшить качество и повысить выход получаемых продуктов.

Например, выход фруктовых соков из исходного продукта при ультрафильтрации увеличивается до 95...99%.

Ультрафильтрацией обезжиренного молока получают молочный концентрат, который используют в производстве различных видов сыров, творожных масс и кисломолочных продуктов, что увеличивает выход продукции.

Ультрафильтрация сырого сахарного сока позволяет получить чистый, свободный от коллоидов фильтрат, идущий непосредственно на кристаллизацию сахарозы.

Ультрафильтрация успешно заменяет пастеризацию пива. При этом из пива удаляются бактерии и высокомолекулярные вещества, ухудшающие его качество и снижа-

ющие стабильность. Стоимость обработки пива ультрафильтрацией в 2,5 раза ниже, чем пастеризацией.

Обработка виноградных вин обратным осмосом позволяет решить вопрос их стабилизации. При использовании обратного осмоса через мембрану проходят вода и этиловый спирт, а ионы калия и винная кислота остаются в концентрате, из которого интенсивно выпадает винный камень. После фильтрования концентрата его смешивают с фильтратом, что повышает его стабильность на длительный срок.

Обратным осмосом концентрируют яичный белок. При этом не происходит денатурирования протеинов и получают яичный белок с содержанием протеинов до 30 %.

12.2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ РАЗДЕЛЕНИЯ ОБРАТНЫМ ОСМОСОМ И УЛЬТРАФИЛЬТРАЦИЕЙ

В основе метода разделения растворов обратным осмосом лежит явление самопроизвольного перехода растворителя через полупроницаемую мембрану в раствор (рис. 12.1). Если давление над раствором ниже осмотического ($p < \pi$), то растворитель будет переходить в раствор до достижения осмотического равновесия в системе.

Равновесное состояние наступает, когда гидростатическое давление между раствором и растворителем, определяемое разностью уровней, станет равным осмотическому давлению ($p = \pi$).

Если после достижения осмотического равновесия со стороны раствора приложить давление, превышающее осмотическое ($p > \pi$), то растворитель начнет переходить из раствора в обратном направлении. В этом случае будет иметь место обратный осмос. Растворитель, прошедший через мембрану, называют фильтратом.

Движущей силой процесса обратного осмоса является перепад давления $\Delta p = p - \pi$, где p — избыточное давление под раствором; π — осмотическое давление раствора.

Если в процессе обратного осмоса наблюдается некоторый переход через мембрану растворенного вещества, то при расчете движущей

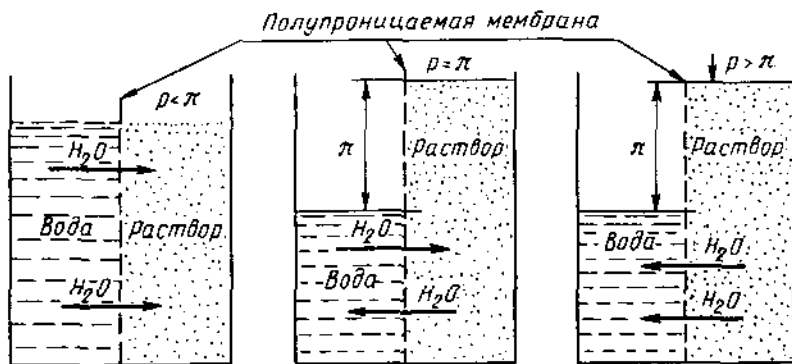


Рис. 12.1. Схема разделения раствора обратным осмосом

щей силы следует учитывать осмотическое давление фильтрата π_2 , прошедшего через мембрану. Тогда $\Delta p = p - (\pi_1 - \pi_2) = p - \Delta \pi$.

Для приближенного расчета осмотического давления может быть использована формула Вант — Гоффа

$$\pi = xRT,$$

где x — мольная доля растворимого вещества; R — газовая постоянная; T — абсолютная температура раствора, К.

Осмотические давления растворов могут достигать десятков мегапаскалей. Давление в обратноосмотических установках должно быть значительно больше осмотического, так как эффективность процесса определяется движущей силой — разностью между рабочим и осмотическим давлением. Так, при осмотическом давлении морской воды, содержащей 35% солей, равном 2,45 МПа, рабочее давление в опреснительных установках должно составлять около 7,85 МПа.

Ультрафильтрацию применяют при разделении систем, в которых молекулярная масса растворенных в растворителе компонентов значительно превышает молекулярную массу растворителя. При разделении водных растворов ультрафильтрацию используют, когда растворенные компоненты имеют молекулярную массу 500 и выше. Движущая сила ультрафильтрации — разность рабочего и атмосферного давлений. Обычно ультрафильтрацию проводят при невысоких давлениях, равных 0,1...1,0 МПа.

Ультрафильтрация протекает под действием перепада давления до мембраны и после нее. В зависимости от назначения процесса ультрафильтрации применяют мембраны, которые пропускают растворитель и преимущественно низкомолекулярные соединения (при разделении высоко- и низкомолекулярных соединений), растворитель и определенные фракции высокомолекулярных соединений (при фракционировании высокомолекулярных соединений), только растворитель (при концентрировании высокомолекулярных соединений).

Разделение обратным осмосом и ультрафильтрацией происходит без фазовых превращений. Работа A_m (Дж) расходуется на создание давления в жидкости и продавливание ее через мембраны:

$$A_m = A_c + A_{np},$$

где A_c — работа на сжатие жидкости, Дж; A_{np} — работа на продавливание жидкости через мембрану, Дж.

Так как жидкость несжимаема, величиной A_c обычно пренебрегают. Работа на продавливание жидкости

$$A_{np} = \Delta p V,$$

где Δp — перепад давления на мембране; Н/м^2 ; V — объем продавливаемой жидкости, м^3 .

Сравним работы на продавливание 1 м^3 воды через мембрану и работу на испарение 1 м^3 воды.

В первом случае при давлении $p=4,9 \text{ МПа}$ работа на продавливание составляет $4,90 \text{ МДж}$, во втором случае (при $r=2260 \text{ кДж/кг}$) она равна 2270 МДж . Из сравнения этих величин видно, что расход энергии на разделение обратным осмосом значительно ниже, чем на испарение жидкости.

Разделение методами обратного осмоса и ультрафильтрации принципиально отличается от обычного фильтрования. При обратном осмосе и ультрафильтрации образуются два раствора: концентрированный и разбавленный, в то время как при фильтровании осадок откладывается на фильтровальной перегородке. В процессе обратного осмоса и ультрафильтрации накопление растворенного вещества у поверхности мембраны (вследствие концентрационной поляризации) недопустимо, так как при этом резко снижаются селективность (разделяющая способность) и проницаемость (удельная производительность) мембраны, сокращается срок ее службы.

Селективность и проницаемость мембран — это наиболее важные технологические свойства их.

Селективность φ (в %) процесса разделения на полупроницаемых мембранах определяется по формуле $\varphi=(x_1-x_2)/x_1 \cdot 100=(1-x_2/x_1)100$, где x_1 и x_2 — концентрации растворенного вещества соответственно в исходном растворе и фильтрате. Иногда φ называют коэффициентом солезадержания.

Проницаемость G [в $\text{л/м}^3 \cdot \text{ч}$] при данном давлении выражается соотношением $G=V/(F\tau)$, где V — объем фильтрата, л; F — рабочая площадь поверхности мембраны, м^2 ; τ — продолжительность процесса, ч.

Мембраны должны обладать следующими свойствами: высокой разделяющей способностью (селективностью); высокой удельной производительностью (проницаемостью); постоянством своих характеристик в процессе эксплуатации; химической стойкостью в разделяющей среде; механической прочностью; невысокой стоимостью.

Мембраны изготовляют из различных материалов: полимерных пленок, стекла, металлической фольги и т. д. Наиболее распространены мембраны из полимерных пленок.

Полупроницаемые мембраны бывают пористыми и непористыми. Через непористые мембраны растворитель и растворенные вещества проникают под действием градиента концентрации в результате молекулярной диффузии. Поэтому эти мембраны называют диффузионными. Они представляют собой квазигомогенные гели. Скорость диффузии компонентов через эти мембраны зависит от энергии активации при взаимодействии частиц компонентов с материалом мембран. Скорость диффузии

также зависит от подвижности отдельных звеньев мембранной матрицы и от размеров диффундирующих частиц. Скорость тем выше, чем сильнее набухает мембрана.

Скорость диффузии молекул через диффузионную мембрану прямо пропорциональна коэффициенту диффузии, который зависит от размеров молекул и их формы.

Диффузионные мембраны применяются для разделения компонентов с близкими свойствами, но с молекулами различных размеров.

Так как диффузионные мембраны не имеют капилляров, они не забиваются и их проницаемость остается постоянной в процессе разделения.

Диффузионные мембраны обычно применяют для разделения газовых и жидких смесей методом испарения через мембрану.

Для проведения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации применяют пористые мембраны, изготавливаемые в основном из полимерных материалов. Полимерные мембраны могут быть анизотропными и изотропными.

Мембрана с анизотропной структурой состоит из тонкого поверхностного слоя на микропористой «подложке». Разделение происходит на поверхностном активном слое, и практически весь перепад давления приходится на этот слой.

Изотропные мембраны образуются при облучении тонких полимерных пленок заряженными частицами с последующим травлением химическими реагентами. Выпускают изотропные мембраны на основе поликарбонатных пленок.

В промышленности применяют следующие полимерные мембраны: целлюлозные, на основе эфиров целлюлозы, акрилонитриловые, нейлоновые, поливинилхлоридные, изготовленные на основании поликарбонатов и полисульфонов.

Предложено несколько моделей механизма разделения растворов. Согласно капиллярно-фильтрационной модели механизма полупроницаемости, предложенной Ю. И. Дытнерским, очень большое влияние на процесс разделения растворов неорганических и органических веществ оказывает поверхностный слой жидкости. В зоне контакта жидкости и мембраны действуют поверхностные силы: прилипания, поверхностного натяжения и молекулярного притяжения. Поэтому физико-химические свойства пограничного слоя жидкости у мембраны могут значительно отличаться от ее физико-химических свойств в объеме. С уменьшением толщины пограничного слоя эти различия возрастают.

На селективность и проницаемость мембран большое влияние оказывает гидратирующая способность ионов. Гидратация заключается в том, что ионы растворенного вещества окружены растворителем и движутся с некоторой его частью, взаимодействующей с ним. Молекулы воды, расположенные в непосредственной близости от ионов растворенного вещества, образуют гидратную оболочку. На поверхности и внутри капилляров лиофильной мембраны образуется слой связанной воды толщиной δ , физико-химические свойства которой отличаются от характеристик жидкости в объеме.

ме. Наличие связанной воды в капиллярах мембраны является основной причиной непроницаемости через мембрану молекул растворенных веществ, которые не растворяются в связанной воде.

Если диаметр d капилляра мембраны $d \leq 2\delta_r + d_{г.и}$ (где $d_{г.и}$ — диаметр гидратированного иона), через такой капилляр будет проходить преимущественно только вода (рис. 12.2). Однако мембраны имеют капилляры различного размера, а связанная вода все же растворяет неорганические соли, поэтому селективность мембран будет ниже 100 %.

Исходя из капиллярно-фильтрационной модели, явление обратного осмоса можно представить следующим образом: на поверхности и внутри капилляров гидрофильной полупроницаемой мембраны образуется слой связанной воды. Ионы солей в растворе при своем тепловом движении захватывают воду у поверхности мембран, образуя гидратные оболочки, и переносят ее таким образом в объем раствора. Снижение концентрации воды у поверхности мембраны, обращенной к раствору, компенсируется переходом чистой воды через мембрану. Такой переход будет происходить до тех пор, пока силы, определяемые притяжением молекул воды к ионам, не будут уравновешены силами гидростатического давления со стороны раствора.

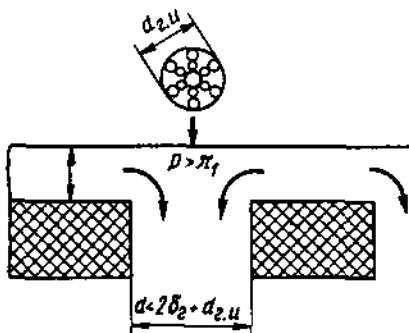


Рис. 12.2. К объяснению механизма разделения полупроницаемой мембраной

12.3. УСТРОЙСТВО МЕМБРАННЫХ АППАРАТОВ

Аппараты для обратного осмоса и ультрафильтрации бывают периодического и непрерывного действия. Аппараты периодического действия применяют, как правило, только в лабораторной практике. В промышленности работают проточные аппараты непрерывного действия.

Мембранные аппараты имеют большую удельную площадь поверхности разделения, просты в сборке и монтаже, надежны в работе. Перепад давления в аппаратах небольшой.

Недостатком аппаратов для обратного осмоса является высокое рабочее давление, что приводит к необходимости использования специальных уплотнений трубопроводов и арматуры, рассчитанных на высокое давление.

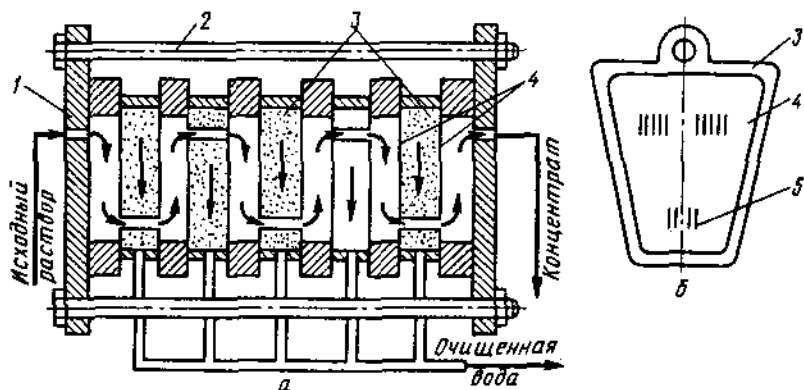


Рис. 12.3. Мембранный фильтр-пресс (а) и «подложка» (б):
 1 — плита; 2 — стяжной болт; 3 — «подложка»; 4 — мембрана; 5 — отверстие

По способу расположения мембран аппараты делятся на аппараты типа «фильтр-пресс» с плоскокамерными фильтрующими элементами, аппараты с цилиндрическими и рулонными элементами и аппараты с мембранами в виде полых волокон.

Перечисленные аппараты состоят из отдельных секций или модулей, что позволяет собирать аппараты с различной площадью поверхности разделения.

Аппарат типа «фильтр-пресс», по конструкции напоминающий фильтр для обычного фильтрования, является наиболее простым мембранным аппаратом.

Основа этой конструкции (рис. 12.3) — фильтрующий элемент, состоящий из двух мембран, уложенных по обе стороны листов «подложки», изготовленных из пористого материала, например полимерного. Листы «подложки» имеют отверстия для прохода жидкости. Эти листы расположены на расстоянии от 0,5 до 5 мм, образуя межмембранное пространство для разделяемого раствора. Пакет фильтрующих элементов зажимается между двумя плитами и стягивается болтами. Фильтруемый раствор последовательно проходит через все фильтрующие элементы и концентрируется. Концентрат и фильтрат непрерывно удаляются из аппарата.

Аппараты подобного типа применяют в установках для выделения белков из подсырной сыворотки, а также для ультрафильтрации обезжиренного молока и творожной сыворотки.

Производительность аппарата по сыворотке составляет 5,0... 6,8 м³/ч, по концентрату — 0,16...0,3 м³/ч.

Аппарат с цилиндрическими фильтрующими элементами собирается из отдельных цилиндрических фильтрующих модулей (рис. 12.4).

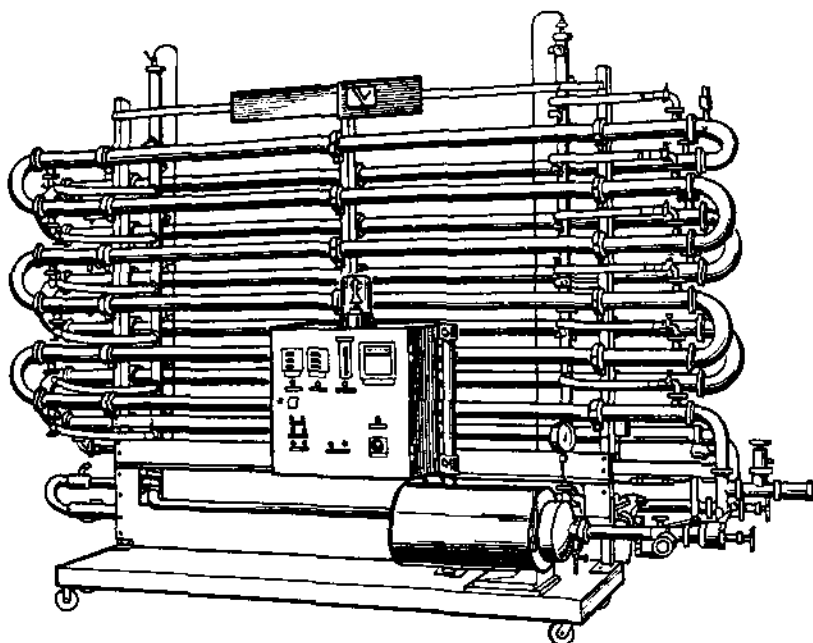


Рис. 12.4. Мембранный аппарат с цилиндрическими фильтрующими элементами

Цилиндрический фильтрующий элемент (рис. 12.5) представляет собой сменный узел, собранный из полупроницаемой мембраны и дренажного каркаса. Дренажный каркас состоит из трубы и пористой «подложки», исключаяющей вдавливание мембраны в дренажные каналы трубы. Изготавливают цилиндрические фильтрующие элементы трех типов: с расположением мембраны на внутренней поверхности дренажного каркаса, на внешней и с комбинированным расположением мембраны.

Аппарат с цилиндрическими фильтрующими элементами и с мембраной, расположенной на внутренней поверхности дренажного каркаса (рис. 12.5, а), имеет следующие преимущества: малую материалоемкость из-за отсутствия напорного корпуса, небольшое гидравлическое сопротивление, возможность механической очистки фильтрующих элементов от осадка без разборки, надежность конструкции.

Недостатки этой конструкции — низкая удельная рабочая площадь поверхности фильтрации мембран, высокие требования к сборке элементов.

Конструкции фильтрующих элементов с наружным расположе-

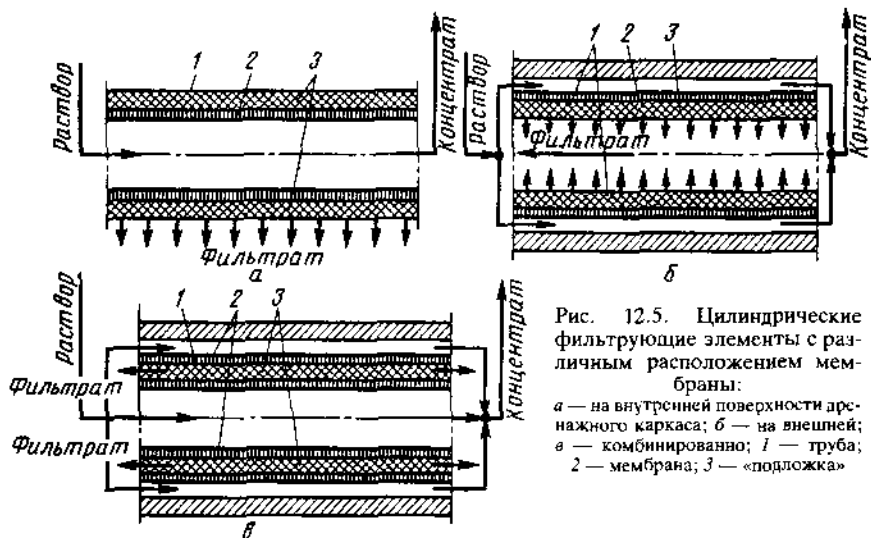


Рис. 12.5. Цилиндрические фильтрующие элементы с различным расположением мембраны:
 а — на внутренней поверхности дренажного каркаса; б — на внешней; в — комбинированно; 1 — труба; 2 — мембрана; 3 — «подложка»

нием мембраны (рис. 12.5, б) имеют большую удельную рабочую площадь поверхности фильтрации. Однако они более металлоемки, а кроме того, механическая очистка фильтрующих элементов практически невозможна.

Цилиндрические фильтрующие элементы с комбинированным расположением мембран (рис. 12.5, в) имеют примерно в 2 раза большую удельную рабочую площадь поверхности фильтрации, чем описанные. Однако такие конструкции обладают значительно большими гидравлическими сопротивлениями из-за большой длины каналов для отвода фильтрата.

Ультрафильтрационные установки с цилиндрическими фильтрующими элементами широко применяют для осветления фруктовых соков. От сока отделяются все вещества, вызывающие помутнение сока, как, например, протеин, крахмал, пектин, дубильные вещества большой молекулярной массы, частицы целлюлозы и другие вещества. В осветленном соке содержатся все вещества в натуральном составе.

Аппараты с рулонными фильтрующими элементами выполняют в виде трубы, в которую последовательно вставлено несколько (плотность упаковки мембран составляет 300...800 м²/м³) рулонных фильтрующих элементов (рис. 12.6, а). Каждый элемент состоит из накрученного на отводящую трубу пакета из двух мембран и «подложки». Для создания межмембранного пространства между мембранами устанавливается сетка-сепаратор.

Исходный раствор движется по межмембранным каналам в про-

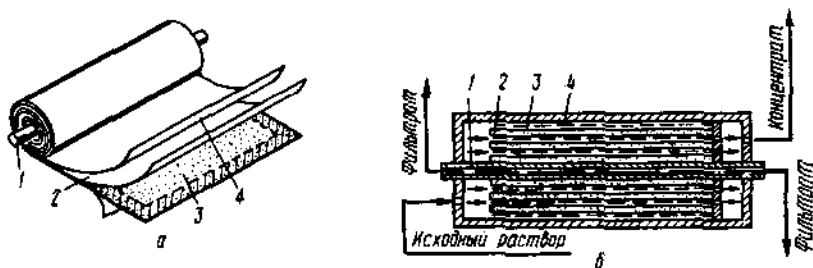


Рис. 12.6. Рулонный фильтрующий элемент (а) и аппарат, заряженный такими элементами (б):

1 — труба; 2 — мембрана; 3 — «подложка»; 4 — сетка-сепаратор

дольном направлении (рис. 12.6, б), а фильтрат по спиральному дренажному слою поступает в трубу и выводится из аппарата.

Увеличение рабочей площади мембран в этих аппаратах повышает плотность упаковки, а также снижает стоимость изготовления. Площадь мембраны возрастает при увеличении длины и ширины навиваемого пакета. Однако ширина пакета ограничена размерами мембран и дренажного слоя. Максимальная ширина пакета достигает 900 мм. Длина пакета ограничивается гидравлическим сопротивлением дренажного слоя потоку фильтрата и обычно не превышает 2 м.

Эффективность применения мембранных процессов в пищевых производствах рассмотрим на двух примерах.

На рис. 12.7 показана двухступенчатая схема установки для концентрирования апельсинового сока, работающая с возвратом фильтрата со второй ступени. Основными аппаратами являются мембранные фильтр-прессы. Материальный баланс процесса представлен на схеме. В результате ультрафильтрации концентрация продукта повышается в 4 раза.

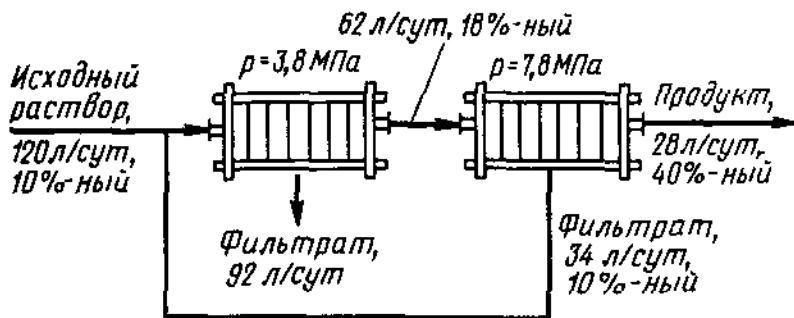


Рис. 12.7. Двухступенчатая схема установки для концентрирования апельсинового сока

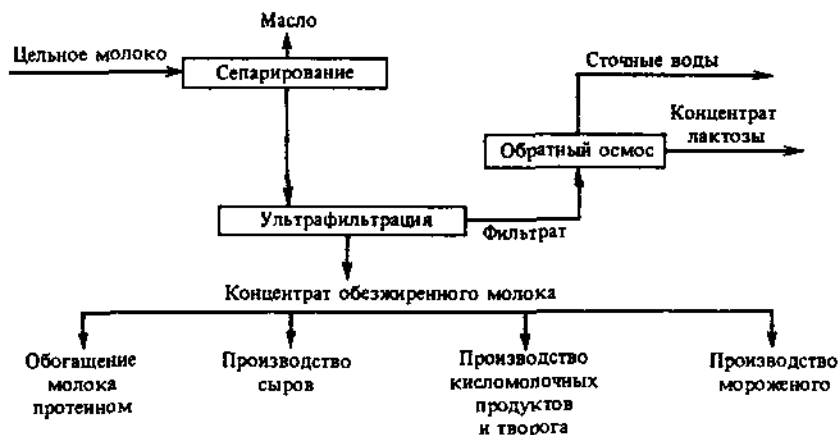


Рис. 12.8. Схема переработки молока

Схема переработки молока с получением основных молочных продуктов представлена на рис. 12.8. Основными технологическими стадиями являются сепарирование молока с получением масла, ультрафильтрация обезжиренного молока и обратный осмос. Из концентрата обезжиренного молока получают ассортимент молочных продуктов. Использование мембранных аппаратов при переработке молока позволяет также решить проблему очистки сточных вод.

12.4. РАСЧЕТ АППАРАТОВ ПРОТОЧНОГО ТИПА

Расчет заключается в определении площади поверхности фильтрации при заданной производительности.

Материальный баланс процесса по растворенному компоненту

$$L_n x_n = L_i x_i + \Phi y_i; \quad (12.1)$$

по всему веществу

$$L_i = \Phi + L_n, \quad (12.2)$$

где L_n , L_i — массовый расход жидкости, соответственно поступающей в аппарат и в произвольном поперечном сечении аппарата, кг/ч; x_n , x_i — массовая доля растворенного вещества соответственно в поступающей жидкости и в произвольном сечении аппарата, доли единицы; Φ — массовый расход фильтрата, кг/ч; y_i — массовая доля растворенного вещества в фильтрате до рассматриваемого сечения, доли единицы.

Определим массовую долю растворенного вещества в фильтрате

$$x_k = d(\Phi y_i) / (d\Phi). \quad (12.3)$$

Проницаемость мембраны в рассматриваемом сечении аппарата
[в кг/(м²·ч)]

$$G = d\Phi / (dF), \quad (12.4)$$

где F — рабочая площадь поверхности мембраны, м².

Эти же величины выразим как функции потока разделяемого раствора и его концентрации:

$$y_i = f_1(x_i, L_i); \quad (12.5)$$

$$G = f_2(x_i, L_i). \quad (12.6)$$

Из выражений (12.1) и (12.2) получим:

$$d\Phi = -dL_i; \quad (12.7)$$

$$d(\Phi, y_i) = -d(L_i, x_i). \quad (12.8)$$

Запишем выражение (12.3) с учетом (12.7) и (12.8)

$$d(L_i, x_i) / dL_i = f_i(x_i, L_i),$$

откуда

$$dL_i / L_i = \frac{dx_i}{f_1(x_i, L_i) - x_i}.$$

Выражение (12.4) с учетом выражений (12.6) и (12.7) запишем в виде

$$dF = -\frac{dL}{f_2(x_i, L_i)}.$$

Подставив в него значение dL из (12.7), получим

$$dF = \frac{dx_i}{x_i f_1(x_i, L_i)} \frac{L}{f_2(x_i, L_i)}.$$

Из уравнения (12.1) получим

$$y_i = x_n (L_n - L x_i / x_n) / \Phi.$$

Контрольные вопросы и задания. 1. В чем сущность процессов обратного осмоса и ультрафильтрации? Каковы общность и различие этих процессов? 2. Для каких целей применяют обратный осмос и ультрафильтрацию в пищевой технологии? 3. Какой процесс лежит в основе обратного осмоса? Что является движущей силой процессов обратного осмоса и ультрафильтрации? 4. Чем принципиально отличается ультрафильтрация от обычного фильтрования? 5. Какие мембраны используют в процессах обратного осмоса и ультрафильтрации? Какими свойствами должны обладать мембраны? 6. Какие конструкции аппаратов для проведения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации применяют в пищевых производствах? 7. В чем заключается расчет аппаратов?

ТЕПЛООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ



Теплообмен — самопроизвольный необратимый процесс переноса теплоты от более нагретых тел (или участков тел) к менее нагретым.

Теплота (количество теплоты) — энергетическая характеристика процесса теплообмена, которая определяется количеством энергии, отдаваемой или получаемой телом в процессе теплообмена.

К теплообменным относятся такие технологические процессы, скорость которых определяется скоростью подвода или отвода теплоты: нагревание, испарение (в том числе выпаривание), охлаждение, конденсация. Аппараты, в которых проводят эти процессы, называют теплообменными.

Глава 13

ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

13.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Теплопередача — теплообмен между двумя теплоносителями через разделяющую их твердую стенку.

Теплоноситель — движущаяся среда (газ, пар, жидкость), используемая для переноса теплоты.

В процессах теплопередачи участвует не менее двух сред (веществ) с различными температурами. Среда с более высокой температурой, отдающая при теплообмене теплоту, называется горячим теплоносителем, среда с более низкой температурой, воспринимающая теплоту, называется холодным теплоносителем (хладагентом). Теплоносители и хладагенты должны быть химически стойкими, не вызывать коррозии аппаратуры, не образовывать отложений на стенках аппаратов.

В качестве теплоносителей в пищевой промышленности наибольшее распространение получили насыщенный водяной пар, вода, дымовые газы, а в качестве хладагентов — аммиак, фреоны, рассол хлорида кальция, воздух, азот. Выбор теплоносителя или хладагента определяется их назначением, температурами процесса, стоимостью.

Теплопередача между средами может происходить в установившихся (стационарных) и неуставившихся (нестационарных) условиях.

При установившемся (стационарном) процессе поле температур в аппарате не изменяется во времени. При неуставившемся (нестационарном) процессе температуры изменяются во времени. Установившиеся процессы имеют место в непрерывнодействующих аппаратах; неуставившиеся процессы протекают в аппаратах периодического действия, а также при пуске и остановке аппаратов непрерывного действия и изменении режима их работы.

При тепловой обработке многих пищевых продуктов, например теста, молока, сахарных растворов, изменяются их физико-химические свойства, что вызывает, в свою очередь, изменение условий теплопередачи.

Основными кинетическими характеристиками процесса теплопередачи являются средняя разность температур, коэффициент теплопередачи, количество передаваемой теплоты (от этой величины зависят размеры теплообменной аппаратуры).

Связь между количеством передаваемой теплоты и площадью поверхности теплообмена определяется **основным уравнением теплопередачи**

$$dQ = KF\Delta t_{cp} dt, \quad (13.1)$$

которое для установившегося процесса имеет вид

$$Q = KF\Delta t_{cp}, \quad (13.2)$$

где dQ — количество переданной теплоты; K — коэффициент теплопередачи между средами; F — площадь поверхности теплообмена; Δt_{cp} — разность температур между средами — движущая сила процесса; dt — продолжительность процесса.

Коэффициент теплопередачи показывает, какое количество теплоты (в кДж) передается от одного теплоносителя к другому через разделяющую стенку площадью 1 м^2 в течение 1 ч при разности температур между теплоносителями 1 град.

Площадь поверхности теплообмена (теплопередачи) аппарата определяется по формуле

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{cp}}. \quad (13.3)$$

Чтобы воспользоваться уравнением (13.3), необходимо знать количество переданной теплоты, которое определяется из теплового баланса, среднюю разность температур и коэффициент теплопередачи между средами.

Наибольшую трудность представляет расчет средней разности температур между теплоносителями, которая определяется по начальным и конечным температурам теплоносителей и осложняется продольным перемешиванием теплоносителей, а также определение коэффициента теплопередачи, который зависит от режима движения теплоносителей, а также от условий, в которых протекает теплопередача.

Передача теплоты может осуществляться теплопроводностью, тепловым излучением и конвекцией.

13.2. ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ

Теплопроводностью называется процесс переноса тепловой энергии от более нагретых участков тела к менее нагретым в результате теплового движения и взаимодействия микрочастиц. В результате теплопроводности температура тела выравнивается.

Поверхность тела, все точки которой имеют одинаковую температуру, называется изотермической поверхностью.

Температуры внутри тела (среды) изменяются в направлении от одной изотермической поверхности к другой. Наибольшее изменение температуры происходит по нормали к изотермической поверхности. Предел отношения изменения температуры Δt к расстоянию между изотермическими поверхностями по нормали Δl называется температурным градиентом:

$$\text{grad}t = \lim(\Delta t / \Delta l)_{\Delta l \rightarrow 0} = \partial t / \partial l. \quad (13.4)$$

Основной закон теплопроводности, установленный Фурье (1768—1830) и названный его именем, гласит, что количество теплоты dQ , переданное теплопроводностью, пропорционально градиенту температуры $\partial t / \partial l$, времени dt и площади сечения dF , перпендикулярного направлению теплового потока:

$$dQ = -\lambda [\partial t / \partial l] F dt, \quad (13.5)$$

где λ — коэффициент теплопроводности среды, Вт/(м·К).

Коэффициент теплопроводности веществ зависит от их природы и агрегатного состояния, температуры и давления. Коэффициент теплопроводности газов возрастает с повышением температуры и почти не зависит от давления. Для жидкостей, за исключением воды и глицерина, наоборот, λ уменьшается с повышением температуры. Для большинства твердых тел λ увеличивается с повышением температуры.

Коэффициент теплопроводности для некоторых металлов, применяемых в пищевом машиностроении, составляет [в Вт/(м·К)]: сталь, чугун — 45; сталь нержавеющая — 17...21; алюминий — 200; медь — 350; латунь — 85; свинец — 35. Для газов коэффициент теплопроводности находится в пределах 0,0058...0,5 Вт/(м·К), для жидкостей — 0,08...0,7 Вт/(м·К).

Для теплоизоляционных материалов коэффициент теплопроводности изменяется от 0,0116 до 0,006 Вт/(м·К).

Дифференциальное уравнение теплопроводности, называемое также уравнением Фурье, описывает процесс распространения теплоты в среде. Его выводят на основе закона сохранения энергии и записывают в следующем виде:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{c\rho} \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right), \quad (13.6)$$

где $\lambda(c\rho) = a$ — коэффициент температуропроводности, м²/с или м²/с; c — удельная теплоемкость материала, кДж/(м·К); ρ — плотность материала, кг/м³.

Уравнение теплопроводности позволяет решать вопросы, связанные с распространением теплоты теплопроводностью в условиях как установившегося, так и неуставившегося процесса. При решении конкретных задач уравнение теплопроводности должно быть дополнено соответствующими уравнениями, описывающими начальные и граничные условия.

В качестве примера рассмотрим установившийся процесс передачи теплоты теплопроводностью через плоскую стенку от горячего теплоносителя к холодному.

Пусть температура стенки со стороны горячего теплоносителя равна t_{ct1} , а со стороны холодного — t_{ct2} ; теплопроводность материала стенки λ ; толщина стенки δ . Как видно из рис. 13.1, температурное поле одномерно и температуры изменяются только в направлении оси x .

Уравнение, описывающее теплопроводность плоской стенки при установившемся режиме, имеет вид

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{ct1} - t_{ct2}) F \tau, \quad (13.7)$$

где λ/δ — тепловая проводимость стенки.

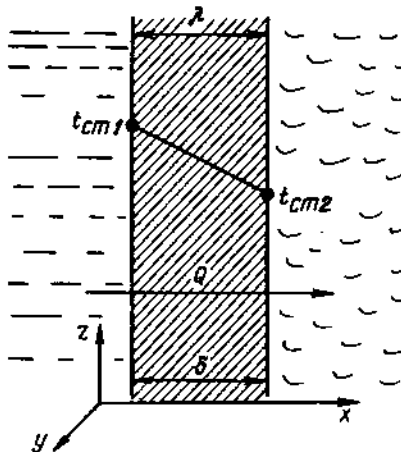


Рис. 13.1. Схема процесса передачи теплоты через плоскую стенку теплопроводностью

Величина, обратная тепловой проводимости стенки, (δ/λ) называется термическим сопротивлением стенки.

В случае двухслойной стенки, например эмалированной, или многослойной, можно аналогично получить

$$Q = \sum_1^n \frac{\lambda_i}{\delta_i} (t_{ст1} - t_{ст2}) F \tau, \quad (13.8)$$

где n — количество слоев стенки.

13.3. ТЕПЛОВОЕ ИЗЛУЧЕНИЕ

Из всей лучистой энергии, которая попадает на поверхность тела, часть ее поглощается телом, часть отражается, а часть проходит через тело. В общем случае

$$(Q_A/Q) + (Q_R/Q) + (Q_D/Q) = 1.$$

В этом уравнении первый член (Q_A/Q) характеризует поглощающую способность тела, второй (Q_R/Q) — отражательную, третий (Q_D/Q) — пропускательную.

В зависимости от значений членов, входящих в уравнение, различают абсолютно черное тело (когда вся падающая на него лучистая энергия поглощается им, т. е. $Q_A/Q = 1$), абсолютно прозрачное тело (когда вся падающая на тело лучистая энергия проходит через него, т. е. $Q_D/Q = 1$) и абсолютно белое (вся падающая на тело лучистая энергия отражается им, т. е. $Q_R/Q = 1$).

В природе нет абсолютно черных, белых и прозрачных тел. В технике приходится оперировать телами, называемыми серыми.

Закономерности теплового излучения описываются законами Стефана—Больцмана, Кирхгофа и Ламберта.

Закон Стефана—Больцмана устанавливает зависимость между лучеиспускательной способностью тела E , количеством энергии Q , излученной телом в течение 1 ч, и площадью поверхности тела F :

$$E = Q/F. \quad (13.9)$$

Энергия излучения зависит от длины волн λ и температуры T .

Связь между лучеиспускательной способностью и температурой абсолютно черного тела выражается соотношением

$$E_0 = K_0 T^4,$$

где K_0 — константа излучения абсолютно черного тела, Вт/(м²·К⁴); $K_0 = (4,19...5,67) \cdot 10^{-8}$ Вт/(м²·К⁴).

Для практических расчетов

$$E_0 = C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (13.10)$$

где C_0 — коэффициент излучения абсолютно черного тела, Вт/(м²·К⁴); $C_0 = 5,67$ Вт/(м²·К⁴).

Закон Стефана—Больцмана применим не только к абсолютно черным телам. Для реальных тел он имеет вид

$$E = C \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (13.11)$$

где C — коэффициент излучения серых тел, Вт/(м²·К⁴).

Значение C всегда меньше значения C_0 и может изменяться от 0 до 5,67 Вт/(м²·К⁴).

Отношение $C/C_0 = \epsilon$, которое изменяется в пределах 0...1, называется относительной излучательной способностью или степенью черноты тела. С учетом этого закон теплового излучения серых тел запишется в виде

$$E = \epsilon C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad (13.12)$$

Закон Кирхгофа устанавливает соотношение между лучеиспускательной и поглощательной способностями тел. Рассмотрим процесс обмена лучистой энергией между двумя параллельно расположенными телами, из которых одно абсолютно черное с температурой T_0 и лучеиспускательной способностью E_0 , а другое серое с температурой T и лучеиспускательной способностью E . Для случая $T > T_0$ соотношение, определяющее суммарное количество теплоты, полученной абсолютно черным телом, $q = E + E_0(1 - Q_A/Q) - E_0 = E - E_0 Q_A/Q$, где $E_0(1 - Q_A/Q)$ — количество энергии, отраженное серым телом.

В случае, когда $T = T_0$, количество энергии, переданной от одного тела к другому, равно нулю.

Следовательно,

$$E - E_0 Q_A/Q = 0; \quad E = E_0 Q_A/Q; \quad E_0 = EQ/Q_A. \quad (13.13)$$

Уравнение (13.13) является выражением закона Кирхгофа, который формулируется так: отношение лучеиспускательной способности тел и их поглощательной способности равно лучеиспускательной способности абсолютно черного тела при той же температуре и зависит только от температуры.

Закон Ламберта выражает изменение интенсивности излучения по различным направлениям и записывается в виде

$$dQ = (1/\pi) E d\psi \cos\phi dF_1, \quad (13.14)$$

где $d\psi$ — телесный угол, под которым виден элемент dF_2 из элемента dF_1 ; ϕ — угол, образованный прямой, соединяющей элементы dF_1 и dF_2 , и нормалью к элементу dF_1 .

Согласно этому закону лучеиспускательная способность в направлении нормали в λ раз меньше полной лучеиспускательной способности тела.

Лучистый теплообмен между двумя плоскими, параллельно расположенными телами рассчитывается по уравнению, полученному на основании закона Стефана—Больцмана:

$$Q_{1-2} = C_{1-2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] F, \quad (13.15)$$

где Q_{1-2} — количество теплоты, передаваемой телом 1 телу 2; C_{1-2} — приведенный коэффициент излучения системы, состоящей из тел 1 и 2; F — излучающая поверхность, принимаемая равной для обоих тел.

$$C_{1-2} = \frac{1}{1/C_1 + 1/C_2 - 1/C_0}. \quad (13.16)$$

В случае, когда одно тело полностью охватывает другое, используется соотношение (13.15), в котором $F = F_1$ (где F_1 — площадь поверхности охватываемого тела), а приведенный коэффициент лучеиспускания

$$C_{1-2} = \frac{1}{(1/C_1) + (F_1/F_2)(1/C_2 - 1/C_1)}, \quad (13.17)$$

где F_2 — площадь поверхности охватывающего тела.

13.4 КОНВЕКТИВНЫЙ ТЕПЛОБМЕН (ТЕПЛОТДАЧА)

Теплоотдачей называется процесс теплообмена между поверхностью тела и окружающей средой.

Интенсивность теплоотдачи характеризуется коэффициентом теплоотдачи, равным отношению плотности теплового потока на поверхности раздела к температурному напору между поверхностью теплообмена и средой (теплоносителем).

При конвективном теплообмене теплота распространяется в потоке жидкости или газа от поверхности твердого тела или к его поверхности одновременно конвекцией и теплопроводностью. От поверхности твердого тела к потоку жидкости она распространяется через пограничный слой за счет теплопроводности, от пограничного слоя в ядро потока жидкости или газа — в

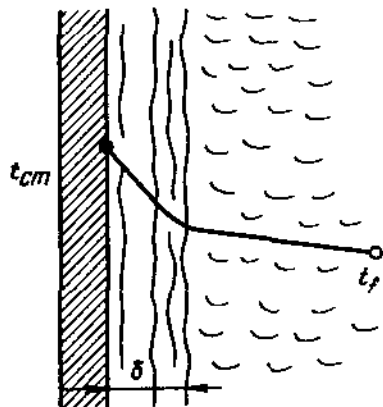


Рис. 13.2. Схема конвективного теплообмена

основном конвекцией. На интенсивность теплоотдачи существенное влияние оказывает характер движения потока жидкости или газа. Схема конвективного теплообмена приведена на рис. 13.2.

Различают теплоотдачу при свободной и вынужденной конвекции. Под свободной, или естественной, конвекцией понимают перемещение частиц жидкости или газа в объеме аппарата или теплообменных устройств вследствие разности плотностей нагретых и холодных частиц жидкости или газа. Скорость естественной конвекции определяется физическими свойствами жидкости или газа, разностью температур между горячими и холодными частицами и объемом, в котором протекает процесс.

Вынужденная, или принудительная, конвекция возникает под действием насоса или вентилятора и определяется физическими свойствами среды, скоростью ее движения, формой и размерами канала, в котором движется поток.

При вынужденной конвекции теплообмен происходит значительно интенсивнее, чем при естественной.

Основной закон теплоотдачи — закон Ньютона гласит: количество теплоты dQ , переданное от поверхности теплообмена к потоку жидкости (газа) или от потока к поверхности теплообмена, прямо пропорционально площади поверхности теплообмена F , разности температур поверхности $t_{ст}$ и ядра потока t_f (или наоборот) и продолжительности процесса dt :

$$\left. \begin{aligned} dQ &= \alpha(t_{ст} - t_f) F dt; \\ dQ &= \alpha(t_f - t_{ст}) F dt, \end{aligned} \right\} \quad (13.18)$$

где α — коэффициент теплоотдачи, который показывает, какое количество теплоты передается от теплообменной поверхности в 1 м^2 к омывающему ее потоку или от потока к поверхности теплообмена, равной 1 м^2 , в единицу времени (1 ч) при разности температур поверхности теплообмена и ядра потока 1 К .

Единицу измерения коэффициента теплоотдачи можно получить, решив уравнения (13.18):

$$\alpha = \left[\frac{dQ}{(t_{ст} - t_f) F dt} \right] = \left[\frac{\text{кДж}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \right].$$

Если коэффициент теплоотдачи имеет постоянное значение вдоль всей поверхности теплообмена ($\alpha = \text{const}$), уравнения (13.18) принимают вид

$$\left. \begin{aligned} Q &= \alpha(t_{ст} - t_f) F; \\ Q &= \alpha(t_f - t_{ст}) F \end{aligned} \right\} \quad (13.19)$$

в зависимости от того, передается теплота от стенки к омывающему стенку потоку или наоборот.

Значение коэффициента теплоотдачи, который определяет скорость конвективного теплообмена, зависит от многих факторов: режима движения жидкости (газа), физических параметров жидкости (газа), формы и размера поверхности теплообмена и др.

Коэффициент теплоотдачи рассчитывают по критериальным уравнениям, которые получают методами теории подобия из дифференциального уравнения конвективного теплообмена, дополненного уравнениями, характеризующими условие на границе раздела потока и стенки аппарата.

Дифференциальное уравнение конвективного теплообмена (уравнение Фурье—Кирхгофа) получают, приравняв субстанциональную производную*

$$\frac{Dt}{dt} = \frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} v_x + \frac{\partial t}{\partial y} v_y + \frac{\partial t}{\partial z} v_z, \quad (13.20)$$

где v_x, v_y, v_z — скорости перемещения частицы в направлении осей соответственно x, y и z ,

к уравнению (13.6):

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} v_x + \frac{\partial t}{\partial y} v_y + \frac{\partial t}{\partial z} v_z = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (13.21)$$

Для полного математического описания процесса это уравнение требуется дополнить условиями на границе раздела потока и стенки аппарата. Для этого рассмотрим процесс конвективного теплообмена между стенкой аппарата и потоком жидкости (см. рис. 13.2). В данном случае поток жидкости можно рассматривать как двухслойную систему, состоящую из пограничного слоя толщиной δ и ядра потока, в котором происходит интенсивное перемешивание частиц жидкости при турбулентном режиме. Теплота от стенки аппарата через пограничный слой распространяется теплопроводностью, которая описывается законом Фурье (13.5). Это же количество теплоты, описываемое законом Ньютона (13.18), распространяется в ядре потока. Приравнявая эти уравнения, получим уравнение, характеризующее условия на границе:

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial l} = \alpha(t_{ct} - t_f). \quad (13.22)$$

Дифференциальные уравнения, однако, можно привести к расчетному виду только в ряде простейших случаев. Во всех остальных случаях расчетные уравнения получают, используя методы теории подобия, из общих дифференциальных уравнений, приводя их с помощью экспериментальных данных к конкретному виду.

Критерий Нуссельта, характеризующий условия на границе, можно получить методами теории подобия из уравнения (13.22). Для этого делят обе части уравнения (13.22) на его левую часть и полу-

* Субстанциональная производная выражает изменение температуры элемента одновременно во времени и в пространстве, связанное с перемещением элемента из одной точки в другую.

чают безразмерный комплекс

$$\frac{\alpha(t_{ст} - t_f) \partial l}{\lambda \partial t} = \frac{\alpha \Delta t \partial l}{\lambda \partial t},$$

откуда после несложных преобразований — критерий Нуссельта

$$Nu = \alpha l / \lambda. \quad (13.23)$$

Критерий Фурье получают из дифференциального уравнения конвективного теплообмена (13.21)

$$Fo = \alpha t / l^2. \quad (13.24)$$

Критерий Фурье характеризует связь между скоростью изменения температурного поля, размерами канала, в котором происходит теплообмен, и физическими свойствами среды в нестационарных условиях.

Критерий Пекле

$$Pe = v l / a. \quad (13.25)$$

Критерий Пекле показывает соотношение между количеством теплоты, распространяемой в потоке жидкости или газа конвекцией, и теплопроводностью.

Легко видеть, что критерий Пекле представляет собой произведение критериев Рейнольдса и Прандтля:

$$Pe = v l / a = (v l / \nu)(\nu / a) = Re Pr, \quad (13.26)$$

где ν — кинематическая вязкость, m^2/c .

Критерий Прандтля характеризует поле теплофизических величин потока жидкости или газа:

$$Pr = \nu / a = \mu / (\alpha \rho). \quad (13.27)$$

Учитывая, что коэффициент температуропроводности $a = \frac{\lambda}{c \rho}$, критерий Прандтля записывается в виде $Pr = \frac{\mu l}{\lambda}$.

При теплообмене в условиях естественной конвекции в критерияльные уравнения вводятся критерии Грасгофа

$$Gr = \beta \frac{g l^3}{\nu} \Delta t \quad (13.28)$$

или Архимеда

$$Ar = \frac{g l^3}{\nu^2} \frac{\rho_s - \rho_c}{\rho_s}, \quad (13.29)$$

где β — температурный коэффициент объемного расширения жидкости или газа; K^{-1} ; ν — кинематическая вязкость, m^2/c ; Δt — разность температур горячих и холодных частиц жидкости или газа, вызывающих естественную конвекцию частиц в среде, окружающей теплообменную поверхность, K^{-1} ; ρ_c и ρ_s — плотности соответственно горячей и холодной жидкости, kg/m^3 .

Из приведенных критериев подобия только критерий Нуссельта содержит искомым коэффициент теплоотдачи, не входящий в условия однозначности. Поэтому он является определяемым критерием подобия.

Критериальное уравнение конвективного теплообмена в общем виде

$$\text{Nu}=f(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Pr}, \text{Fo}). \quad (13.30)$$

При стационарном процессе теплообмена из критериального уравнения (13.30) исключается критерий Фурье:

$$\text{Nu}=f(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Pr}). \quad (13.31)$$

При вынужденной конвекции из критериального уравнения исключается критерий Грасгофа:

$$\text{Nu}=f(\text{Re}, \text{Pr}). \quad (13.32)$$

При естественной конвекции из критериального уравнения исключается критерий Рейнольдса:

$$\text{Nu}=f(\text{Gr}, \text{Pr}). \quad (13.33)$$

К расчетному виду уравнения (13.30), (13.32) и (13.33) приводятся на основании экспериментальных данных, полученных в конкретной гидродинамической и геометрической обстановке.

Коэффициент теплоотдачи определяется по найденному из критериальных уравнений критерию Нуссельта.

Коэффициент теплоотдачи при естественной конвекции рассчитывают на основе критериального уравнения

$$\text{Nu}=c(\text{Gr}, \text{Pr})^n, \quad (13.34)$$

в котором числовые значения c и n выбирают в зависимости от произведения GrPr :

GrPr	c	n
10^{-3}	0,45	0
$10^{-3} \dots 5 \cdot 10^2$	1,18	$\frac{1}{8}$
$5 \cdot 10^2 \dots 2 \cdot 10^7$	0,54	$\frac{1}{4}$
$2 \cdot 10^7$	0,135	$\frac{1}{3}$

Определяющей температурой в критерии Грасгофа является средняя температура пограничного слоя $t=0,5(t_{\text{ст}}+t_f)$, а $\Delta t=t_{\text{ст}}-t$.

Коэффициент теплоотдачи при вынужденной конвекции теплоносителя в трубе определяют по следующим уравнениям:

для турбулентного режима ($Re > 10\,000$)

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}; \quad (13.35)$$

для ламинарного режима ($Re \leq 2320$)

$$Nu = 0,17 Re^{0,33} Pr^{0,43} Gr^{0,1} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (13.36)$$

При поперечном обтекании трубы теплоносителем при $Re = 10 \dots 2 \cdot 10^5$ используют уравнение

$$Nu = c Re^n Pr^{0,33} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}, \quad (13.37)$$

в котором числовые значения c и n находят в зависимости от значения критерия Рейнольдса:

Re	c	n
$10 \dots 10^3$	0,50	0,5
$10^3 \dots 2 \cdot 10^5$	0,25	0,6

Определяющим размером в этих уравнениях является эквивалентный диаметр канала.

Физические параметры в критериях Nu , Re и Pr определены при средней температуре жидкости, а в критерии $Pr_{ст}$ — при температуре стенки.

$(Pr/Pr_{ст})^{0,25}$ учитывает влияние на теплоотдачу направления теплового потока и температурного перепада.

При расчете коэффициента теплоотдачи в змеевиках значение α , полученное по формуле (13.35), умножают на коэффициент χ , учитывающий размеры змеевика:

$$\chi = 1 + 3,54d/D,$$

где d — внутренний диаметр трубы змеевика, м; D — диаметр витка змеевика, м.

Для воздуха формула (13.35) имеет вид

$$Nu = 0,018 Re^{0,8},$$

так как в этом случае $Pr/Pr_{ст} = 1$.

В случае, когда теплота распространяется одновременно конвекцией и лучеиспусканием, в расчетное уравнение вводится общий коэффициент теплоотдачи $\alpha_{общ} = \alpha_k + \alpha_{изл}$, где α_k — конвективный коэффициент теплоотдачи; $\alpha_{изл}$ — коэффициент теплоотдачи излу-

чением:

$$\alpha_{\text{нзл}} = \frac{C_{1-2}[(T_{\text{ст}}/100)^4 - (T_f/100)^4]}{t_{\text{ст}} - t_f}$$

Тогда общее количество теплоты, отданное стенкой в единицу времени, $Q = \alpha_{\text{общ}}(t_{\text{ст}} - t_f)F$.

Для определения общего коэффициента теплоотдачи [в Вт/(м²·К)] при расчете тепловых потерь аппаратуры, находящейся в закрытых помещениях, можно пользоваться приближенным уравнением

$$\alpha_{\text{общ}} = 9,74 + 0,07\Delta t, \quad (13.38)$$

где Δt — разность температур поверхности стенки аппарата и окружающей среды.

13.5. ТЕПЛООБМЕН ПРИ ИЗМЕНЕНИИ АГРЕГАТНОГО СОСТОЯНИЯ ТЕПЛОНОСИТЕЛЕЙ

Особенность процессов теплообмена при испарении, конденсации, кристаллизации и плавлении заключается в том, что теплота подводится или отводится от веществ при постоянной температуре и распространяется в двух фазах. На рис. 13.3 представлены схемы изменения температур теплоносителей при изменении агрегатного состояния в результате теплоотдачи. Эти особенности теплоотдачи учитываются введением в критериальные уравнения конвективного теплообмена критерия фазового превращения $K = r/c\Delta t$, где r — теплота парообразования; c — удельная теплоемкость. Этот критерий

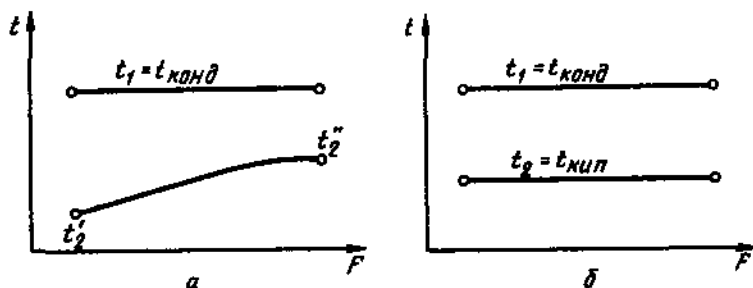


Рис. 13.3. Схемы изменения температур теплоносителей при изменении агрегатного состояния:

а — горячий теплоноситель отдает теплоту при изменении агрегатного состояния (насыщенный водяной пар при конденсации). В этом случае $\Delta t_{\text{сп}} = \frac{(t_1 - t_2) - (t_1 - t_2'')}{\ln[(t_1 - t_2) / (t_1 - t_2'')]}$; *б* — оба теплоносителя обмениваются теплотой при изменении агрегатного состояния (насыщенный водяной пар отдает теплоту кипящей жидкости). В этом случае $\Delta t = t_1 - t_2$

характеризует отношение теплоты, расходуемой на изменение агрегатного состояния вещества, к теплоте перегрева или переохлаждения одной из фаз относительно температуры фазового превращения. Величина Δt представляет собой разность между температурой фазового превращения и температурой одной из фаз; произведение $c\Delta t$ является теплотой перегрева или переохлаждения вещества относительно температуры фазового превращения.

Для описания теплообмена при конденсации водяного пара используется критериальное уравнение, полученное на основе теории подобия,

$$Nu = f(Pr, K, Ga), \quad (13.39)$$

где $Ga = g^{1/3} \nu^2$ — критерий Галилея; K — критерий фазового превращения.

Экспериментальным путем получены конкретные уравнения.

Для пленочной конденсации пара при ламинарном стекании пленки по пучку вертикальных труб $Nu = c(Pr, K, Ga)^{0,25}$

$$\alpha = 2,04 \sqrt[4]{\frac{r \rho^2 \lambda^3 g}{\mu \Delta t H}}, \quad (13.40)$$

где r — теплота конденсации, Дж/кг; ρ — плотность конденсата, кг/м³; λ — теплопроводность конденсата, Вт/(м·К); μ — динамический коэффициент вязкости конденсата, Па·с; $\Delta t = t_{\text{конд}} - t_{\text{ст}}$ — разность между температурой насыщенного пара и температурой стенки, °С; H — высота вертикальной трубы или стенки, м.

Значение скрытой теплоты конденсации r вычисляют при температуре конденсации, а параметры конденсата λ , ρ и μ — при средней температуре пленки конденсата $t_{\text{пл}} = (t_{\text{ст}} + t_{\text{конд}})/2$.

В случае конденсации пара по горизонтальной трубе формула (13.40) будет иметь вид

$$\alpha = 0,72 \sqrt[4]{\frac{r \rho^2 \lambda^3 g}{\mu \Delta t D}},$$

где D — внешний диаметр трубы.

Если пар конденсируется на пучке горизонтальных труб, то для вычисления усредненного коэффициента теплоотдачи используют уравнение

$$\alpha = 0,728 \epsilon_i \sqrt[4]{\frac{r \rho^2 \lambda^3 g}{\mu \Delta t D}}, \quad (13.41)$$

где ϵ_i — коэффициент, зависящий от расположения труб (коридорное или шахматное расположение).

В расчетах можно принимать ϵ_i от 0,55 до 0,68.

Теплоотдача при кипении жидкостей является особенно сложным процессом. В практике наиболее часто встречается пузырьковый режим кипения. Исходя из представления о турбулизирующем влиянии пузырьков пара, которое определяет кинетику теплоотда-

чи, предложено для расчета коэффициента теплоотдачи уравнение

$$Nu = 125 Re^{2/3} Pr^{1/3},$$

где $Nu = \alpha l / \lambda$; $Re = wl / \mu$; здесь l — характерный (модифицированный) линейный размер, являющийся параметрической функцией критического лапласовского радиуса пузыря $R_{кр}$, выраженного через основные физические свойства кипящего теплоносителя (изобарную теплоемкость c_p , плотности масс паровой ρ_n и жидкой $\rho_{ж}$ фаз, поверхностное натяжение σ , теплоту фазового превращения r_n и температуру кипения $T_{кип}$; w — средняя скорость движения паровой фазы; μ определяется по удельной тепловой нагрузке и объемной теплоте фазового превращения.

Диаметр пузырька составляет 2...3 мм и определяется по формуле

$$d_0 = 0,02 \left[\frac{\sigma}{g(\rho_{ж} - \rho_n)} \right]^{0,5}$$

Из последнего критериального уравнения для пузырькового режима кипения в условиях естественного и вынужденного движения получено уравнение

$$\alpha = b \sqrt[3]{\frac{\lambda^2 q^2}{\nu \sigma T_{кип}}},$$

где α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); $b = 0,075 + 0,75 \left(\frac{\rho_n}{\rho_{ж} - \rho_n} \right)^{2,3}$ — безразмерный коэффициент, полученный в результате обобщения большого количества экспериментальных данных; ν — коэффициент кинематической вязкости, м²/с; σ — коэффициент поверхностного натяжения, Н/м.

Для пузырькового режима кипения в условиях естественной конвекции предложено уравнение для α [в Вт/(м²·К)]

$$\alpha = 7,77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{\rho_n}{\rho_{ж} - \rho_n} \right)^{0,033} \left(\frac{\rho_{ж}}{\sigma} \right)^{0,033} - \frac{\lambda_{ж}^{0,75} q^{0,7}}{\mu_{ж}^{0,45} c_{ж}^{0,12} T_{нас}^{0,37}}, \quad (13.42)$$

где ρ_n , $\rho_{ж}$ — плотности соответственно пара и жидкости, кг/м³; σ — поверхностное натяжение на границе раздела между жидкостью и паром, Н/м; $\lambda_{ж}$ — теплопроводность жидкости, Вт/(м·К); $q = Q/F$ — удельная нагрузка, Вт/м²; $\mu_{ж}$ — динамическая вязкость, Н·с/м²; $c_{ж}$ — удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К); $T_{нас}$ — температура насыщения, К.

Формула (13.42) получена путем обобщения большого количества экспериментальных данных по теплообмену при кипении воды, сахарных растворов и некоторых органических жидкостей на стальных, медных, латунных и хромированных поверхностях.

Для приближенного расчета коэффициента теплоотдачи можно использовать формулу для воды при кипении в большом объеме

$$\alpha = 2,72 q^{0,7} p_{абс}^{0,7}; \quad \alpha = 2,72 q^{0,7} p^{0,4},$$

где p — давление, кгс/см².

Формулу можно применять при $q = 0,4 q_{кр}$ и $p_{абс} = 0,2 \dots 10$ кгс/см².

Ниже приведены ориентировочные значения коэффициентов

теплоотдачи для наиболее распространенных процессов теплообмена.

Процесс теплообмена	Коэффициент теплоотдачи, Вт/(м ² ·К)
Нагревание и охлаждение газов (атмосферное давление)	10...50
Нагревание и охлаждение органических жидкостей	50...1500
Нагревание и охлаждение воды	200...10 000
Кипение воды	500...10 000
Конденсация водяных паров	4000...15 000
Конденсация паров органических жидкостей	500...2000

13.6. СВЯЗЬ КОЭФФИЦИЕНТА ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ С КОЭФФИЦИЕНТАМИ ТЕПЛООТДАЧИ

Коэффициент теплопередачи рассчитывают на основании коэффициентов теплоотдачи, вычисленных по критериальным уравнениям.

Рассмотрим процесс теплопередачи между теплоносителями, разделенными стенкой (рис. 13.4). Пусть температура горячего теплоносителя $t_{г1}$, холодного — $t_{г2}$. Температуры поверхностей стенки соответственно $t_{ст1}$ и $t_{ст2}$. Коэффициенты теплоотдачи для горячего теплоносителя α_1 , холодного — α_2 .

При установившемся процессе количество теплоты Q , передаваемое в единицу времени через площадку F от ядра потока горячего теплоносителя к стенке, равно количеству теплоты, передаваемому через стенку теплопроводностью и от стенки к ядру потока холодного теплоносителя. Это количество теплоты можно определить:

по закону Ньютона $Q =$

$$= \alpha_1(t_{г1} - t_{ст1})F;$$

по закону Фурье $Q =$

$$= \lambda \delta (t_{ст1} - t_{ст2})F;$$

по закону Ньютона $Q =$

$$= \alpha_2(t_{ст2} - t_{г2})F.$$

Из этих уравнений получают разности температур или частные температурные напоры:

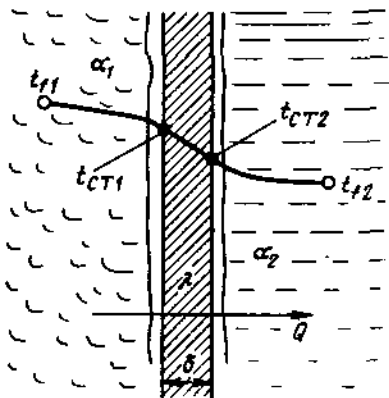


Рис. 13.4. К расчету процесса теплопередачи

$$t_{f1} - t_{cr1} = \frac{Q}{\alpha_1 F};$$

$$t_{cr1} - t_{cr2} = \frac{Q}{F} \cdot \frac{\delta}{\lambda};$$

$$t_{cr2} - t_{f2} = \frac{Q}{\alpha_2 F}.$$

Складывая левые и правые части этих уравнений, получают разность температур теплоносителей, или общий температурный напор:

$$t_{f1} - t_{f2} = \frac{Q}{F} \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right). \quad (13.43)$$

Отсюда

$$Q = \frac{t_{f1} - t_{f2}}{1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2} F. \quad (13.44)$$

Из сопоставления уравнений (13.2) и (13.44) получают

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2}, \quad (13.45)$$

или

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}. \quad (13.46)$$

Величина $1/K$, обратная коэффициенту теплопередачи, называется общим термическим сопротивлением теплопередачи и обозначается $R(R = r_1 + r_{cr} + r_2)$.

Величины $1/\alpha_1$ и $1/\alpha_2$ называются частными термическими сопротивлениями r_1 и r_2 , а δ/λ — термическим сопротивлением стенки r_{cr} . Из уравнения (13.46) следует, что общее термическое сопротивление теплопередаче равно сумме частных термических сопротивлений теплоотдаче теплоносителей и стенки.

В случае многослойной стенки в уравнение (13.46) вместо δ/λ подставляется сумма термических сопротивлений каждого слоя стенки. Тогда

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + 1/\alpha_2}, \quad (13.47)$$

где n — количество слоев стенки; i — порядковый номер слоя.

Отметим, что коэффициент теплопередачи всегда меньше минимального коэффициента теплоотдачи.

13.7. ДВИЖУЩАЯ СИЛА ТЕПЛОБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Движущая сила теплообменных процессов — разность температур теплоносителей. Под действием этой разности теплота передается от горячего теплоносителя к холодному.

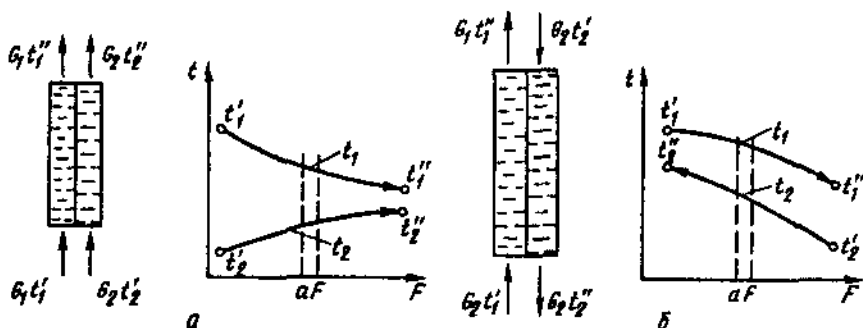


Рис. 13.5. Схемы изменения температур теплоносителей:
 а — при прямотоке; б — при противотоке

Процессы теплообмена в аппаратах непрерывного действия могут осуществляться в прямотоке, противотоке, перекрестном и смешанном потоках. На рис. 13.5 показан характер изменения температур теплоносителей при прямотоке и противотоке. Один из теплоносителей G_1 охлаждается от температуры t_1' до t_1'' , а другой G_2 нагревается от t_2' до t_2'' . На рис. 13.6 приведены наиболее часто встречающиеся схемы движения теплоносителей при смешанном токе в кожухотрубных теплообменниках.

Как видно из рис. 13.5, движущая сила при теплопередаче между двумя теплоносителями не сохраняет своего постоянного значения, а изменяется вдоль теплообменной поверхности. Например, при прямотоке (см. рис. 13.5, а) при входе теплоносителей в теплообменник локальная движущая сила максимальна: $\Delta t_{\max} = t_1' - t_2'$, а на выходе из аппарата минимальна: $\Delta t_{\min} = t_1'' - t_2''$. Такая же картина наблюдается и при противотоке. Поэтому при расчетах процессов теплопередачи пользуются средней движущей силой процесса.

Количество теплоты, которое передается в единицу времени от горячего теплоносителя к холодному на бесконечно малом элементе теплообменной поверхности (см. рис. 13.5, а), определяется по основному уравнению теплопередачи $dQ = K(t_1 - t_2)dF$. В результате теплообмена на этом элементе поверхности температура горячего теплоносителя понизится на $dt_1 = -dQ/(G_1 c_1)$, а температура холодного теплоносителя повысится на $dt_2 = dQ/(G_2 c_2)$, где G_1 и G_2 — массовые расходы соответственно горячего и холодного теплоносителей; c_1 и c_2 — удельные теплоемкости соответственно горячего и холодного теплоносителей. Изменение температуры теплоносителей найдем, вычитая из первого уравнения второе:

$$d(t_1 - t_2) = -dQ \left(\frac{1}{G_1 c_1} - \frac{1}{G_2 c_2} \right). \quad (13.48)$$

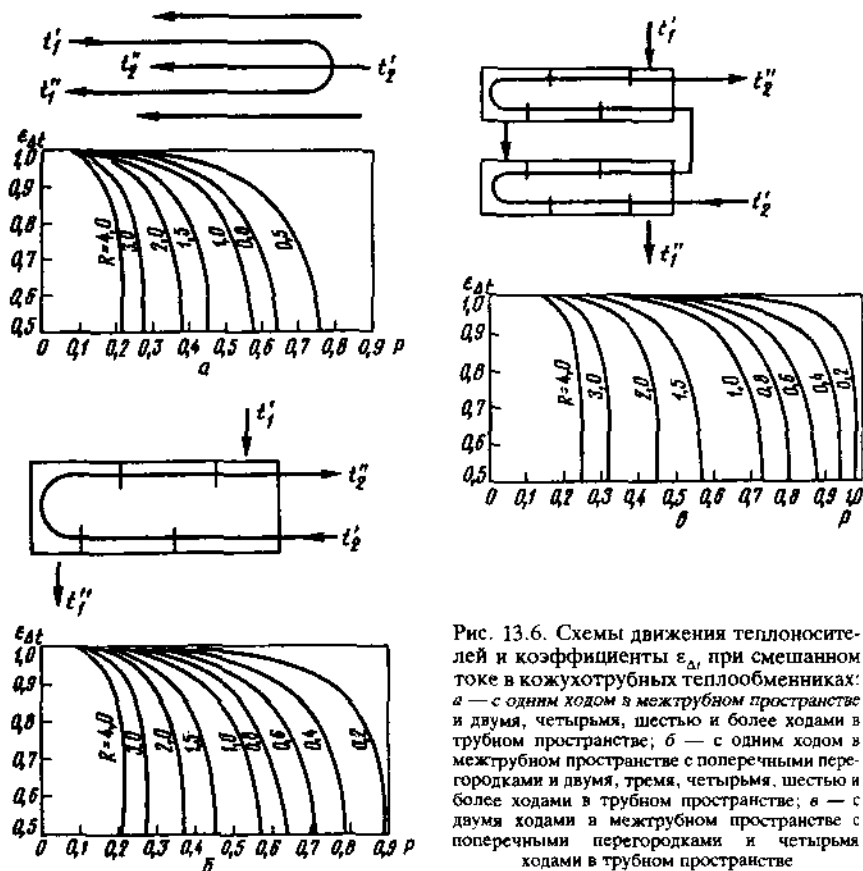


Рис. 13.6. Схемы движения теплоносителей и коэффициенты ϵ_d при смешанном токе в кожухотрубных теплообменниках: а — с одним ходом в межтрубном пространстве и двумя, четырьмя, шестью и более ходами в трубном пространстве; б — с одним ходом в межтрубном пространстве с поперечными перегородками и двумя, тремя, четырьмя, шестью и более ходами в трубном пространстве; в — с двумя ходами в межтрубном пространстве с поперечными перегородками и четырьмя ходами в трубном пространстве

Подставляя значение dQ из основного уравнения теплопередачи в равенство (13.48), после преобразования получим

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -K \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right) dF.$$

Количество теплоты Q , переданное в единицу времени от горячего теплоносителя к холодному на всей теплообменной поверхности F теплообменника, определяют из уравнения теплового баланса

$$Q = G_1 c_1 (t_1' - t_1'') = G_2 c_2 (t_1'' - t_2''). \quad (13.49)$$

Подставляя значения $G_1 c_1$ и $G_2 c_2$ из уравнения (13.49) в предыду-

щее уравнение, получают

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = - \frac{K}{Q} [(t_1' - t_1'') + (t_2'' - t_2')] dF. \quad (13.50)$$

В результате интегрирования уравнения (13.50) при постоянном K

$$Q = KF \frac{(t_1' - t_2'') - (t_1'' - t_2')}{\ln[(t_1' - t_2'') / (t_1'' - t_2')]}, \quad (13.51)$$

или

$$Q = KF \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln(\Delta t_{\max} / \Delta t_{\min})}. \quad (13.52)$$

Из сравнения уравнений (13.51), (13.52) и основного уравнения теплопередачи получают соотношение для расчета средней движущей силы процесса теплопередачи

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln(\Delta t_{\max} / \Delta t_{\min})}. \quad (13.53)$$

Это отношение справедливо и для случая противоточного движения теплоносителей вдоль поверхности теплообмена.

При небольших изменениях температур теплоносителей, когда $\Delta t_{\min} / \Delta t_{\max} \geq 0,5$, среднюю разность температур вычисляют как среднеарифметическую:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\max} + \Delta t_{\min}}{2},$$

при этом ошибка не превышает 5 %.

При перекрестном и смешанном потоке теплоносителей среднюю движущую силу вычисляют по формуле (13.53), вводя коэффициент $\epsilon_{\Delta t}$:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \epsilon_{\Delta t} \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln(\Delta t_{\max} / \Delta t_{\min})}, \quad (13.54)$$

который определяется по графикам в зависимости от схемы потоков и соотношения температур теплоносителей (см. рис. 13:6). Величины P и R на этих графиках определяют по формулам Боумана:

$$P = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_2'}; \quad R = \frac{t_1' - t_1''}{t_2'' - t_2'}$$

Приведенные выражения для расчета средней движущей силы теплопередачи справедливы строго только для аппаратов идеального вытеснения. В действительности реальные аппараты по полю температур соответствуют аппаратам промежуточного типа, как указывалось в главе 2. Поэтому в выражение средней движущей силы следует вводить коэффициент использования движущей силы.

Тогда действительная средняя движущая сила

$$\Delta t_{\text{ср. д}} = \frac{1}{E} \Delta t_{\text{ср. в}} \quad (13.55)$$

где E — коэффициент использования движущей силы, изменяющийся в пределах $1 \leq E \leq (\Delta t_{\text{ср. в}} / \Delta t_{\text{ср. см}})$; $\Delta t_{\text{ср. в}}$ — средняя движущая сила в аппарате идеального вытеснения, определяемая выражением (13.53); $\Delta t_{\text{ср. см}}$ — средняя движущая сила в аппарате идеального смешения.

Контрольные вопросы и задания 1. Какие технологические процессы относятся к теплообменным? 2. Перечислите требования, предъявляемые к теплоносителям. 3. Какая характеристика является основной для теплового процесса? 4. Каким уравнением определяется связь между количеством переданной теплоты и размерами теплообменной аппаратуры? 5. Какой процесс называется теплопередачей? Каким законом он описывается? 6. Каков физический смысл коэффициента теплопередачи? 7. Какими способами может передаваться теплота от одного теплоносителя к другому? 8. В чем заключается смысл закона теплопроводности Фурье? 9. Каков физический смысл коэффициента теплопроводности? 10. Какими законами описывается процесс передачи теплоты излучением? 11. Какой процесс называется теплоотдачей и каким законом он описывается? 12. Какие параметры характеризуют теплоотдачу при естественной и вынужденной конвекции? 13. В чем смысл закона теплоотдачи (закон Ньютона) и каков физический смысл коэффициента теплоотдачи? 14. Почему в расчетной практике используются критериальными уравнениями конвективного теплообмена? 15. Какие критерии теплового и гидродинамического подобия входят в критериальные уравнения конвективного теплообмена? Каков их физический смысл? 16. При естественной или вынужденной конвекции теплообмен протекает более интенсивно? Почему? 17. В чем заключаются особенности теплоотдачи при изменении агрегатного состояния? Каким критерием учитываются эти особенности? В чем физический смысл этого критерия? 18. Какая существует связь между величинами коэффициента теплопередачи и коэффициента теплоотдачи? 19. В чем состоит общность и чем различаются коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи? 20. Из каких величин складывается общее термическое сопротивление теплопередаче? 21. Что является движущей силой теплообменных процессов? Как определяются движущие силы? 22. Почему в расчетах теплообменных процессов используют среднюю движущую силу? Как вычисляется средняя движущая сила? 23. От каких факторов зависит расчетная площадь поверхности теплопередачи? 24. Какими способами можно интенсифицировать процесс теплопередачи?

Задача 13.1. Определить потери теплоты с 1 м^2 поверхности стенки печи, коэффициент теплопередачи и температуры обеих стенок печи, если стенка трехслойная: 1-й внутренний слой — шамотный кирпич толщиной $\delta_1 = 100 \text{ мм}$; 2-й слой — изоляционный кирпич толщиной $\delta_2 = 60 \text{ мм}$; 3-й слой — стальной кожух толщиной $\delta_3 = 8 \text{ мм}$. Теплопроводность слоев: $\lambda_1 = 0,81 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$, $\lambda_2 = 0,23 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$, $\lambda_3 = 45 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$. Температура в печи $t_{\text{г}} = 78 \text{ }^\circ\text{C}$, температура окружающего воздуха $t_{\text{в}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$. Коэффициенты теплоотдачи соответственно с внутренней и наружной сторон печи $\alpha_1 = 70 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}$, $\alpha_2 = 12 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}$.

Находим тепловые сопротивления (в $\text{м}^2\cdot\text{К/Вт}$):

горячего теплоносителя $r_1 = 1/\alpha_1 = 1/70 = 0,0143$;

1-го слоя стенки $r_{\text{ср1}} = \delta_1/\lambda_1 = 0,1/0,81 = 0,123$;

2-го слоя стенки $r_{\text{ср2}} = \delta_2/\lambda_2 = 0,06/0,23 = 0,26$;

3-го слоя стенки $r_{\text{ср3}} = 0,008/45 = 0,00018$;

холодного теплоносителя $r_2 = 1/\alpha_2 = 1/12 = 0,083$.

Общее тепловое сопротивление $R = 0,0143 + 0,123 + 0,26 + 0,00018 + 0,083 = 0,48 \text{ м}^2\cdot\text{К/Вт}$.

Определяем плотность теплового потока, равную удельной потере теплоты с 1 м² поверхности стенки: $q = (t_{\text{н}} - t_{\text{р}}) / R = (78 - 20) / 0,48 \approx 1583 \text{ Вт/м}^2$.

Коэффициент теплопередачи $K = 1/R = 1/0,48 \approx 2,08 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.

Температура внутренней стенки печи $t_{\text{ст1}} = t_{\text{н}} - qR_1 = 780 - 1583 \cdot 0,0143 = 757,4 \text{ }^\circ\text{C}$.

Температура на границе шамотного и изоляционного кирпича $t_{1-2} = t_{\text{ст1}} - qR_{\text{ст1}} = 757,4 - 1583 \cdot 0,123 = 562,7 \text{ }^\circ\text{C}$.

Температура на границе изоляционного кирпича и стального кожуха $t_{2-3} = t_{1-2} - qR_{\text{ст2}} = 562,7 - 1583 \cdot 0,26 = 152,1 \text{ }^\circ\text{C}$.

Температура внешней стенки печи $t_{\text{ст2}} = t_{2-3} - qR_{\text{ст3}} = 152,1 - 1583 \cdot 0,00018 = 150,6 \text{ }^\circ\text{C}$.

Проверяем величину $t_{\text{ст2}}$ по температуре холодного теплоносителя $t_{\text{ст2}} = t_{\text{р}} + qR_2 = 20 + 1583 \cdot 0,83 \approx 151,4 \text{ }^\circ\text{C}$.

Задача 13.2. Определить температуры внутренней $t_{\text{ст1}}$ и наружной $t_{\text{ст2}}$ поверхностей стенки теплообменника, а также температуру наружной поверхности изоляции. Температура жидкости в теплообменнике $t_{\text{н}} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$, температура наружного воздуха $t_{\text{р}} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$. Теплообменник изготовлен из стали; толщина стенки $\delta_{\text{ст}} = 5 \text{ мм}$, толщина изоляции $\delta_{\text{из}} = 50 \text{ мм}$ (рис. 13.7). Коэффициент теплоотдачи от жидкости к стенке аппарата $\alpha_1 = 240 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$; коэффициент теплопроводности изоляции $\lambda_{\text{из}} = 0,12$, стали $\lambda_{\text{ст}} = 46,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$; $\alpha_2 = 12 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.

Коэффициент теплопередачи определяют по уравнению

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \delta_{\text{ст}}/\lambda_{\text{ст}} + \delta_{\text{из}}/\lambda_{\text{из}} + 1/\alpha_2} = \frac{1}{1/240 + 0,005/46,5 + 0,05/0,12 + 1/12} = 2,05 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Удельные потери теплоты с 1 м² поверхности теплообменника $q = K(t_{\text{н}} - t_{\text{р}}) = 2,05(80 - 15) = 133,4 \text{ Вт/м}^2$.

Температуры $t_{\text{ст1}}$, $t_{\text{ст2}}$ и $t_{\text{ст3}}$ определяют из системы уравнений $q = \alpha_1(t_{\text{н}} - t_{\text{ст1}}) = (\lambda_{\text{ст}}/\delta_{\text{ст}})(t_{\text{ст1}} - t_{\text{ст2}}) = \alpha_2(t_{\text{ст2}} - t_{\text{р}})$.

Температура внутренней поверхности стенки аппарата $t_{\text{ст1}} = t_{\text{н}} - q/\alpha_1 = 80 - 133,4/240 = 79,44 \text{ }^\circ\text{C}$.

Температура наружной поверхности стенки аппарата $t_{\text{ст2}} = t_{\text{ст1}} - q\delta_{\text{ст}}/\lambda_{\text{ст}} = 79,44 - 133,4 \cdot 0,005/46,5 = 79,43 \text{ }^\circ\text{C}$.

Температура наружной поверхности изоляции $t_{\text{ст3}} = q/\alpha_2 + t_{\text{р}} = 133,4/12 + 15 = 26,11 \text{ }^\circ\text{C}$.

Задача 13.3. Определить количество полученной теплоты и коэффициент теплоотдачи для воды, нагреваемой в количестве 500 т/ч в трубах диаметром $37 \times 2,5 \text{ мм}$, если вода течет по трубам длиной 3 м со скоростью 1 м/с и нагревается от 20 до 80 $^\circ\text{C}$. Температуру стенки трубы принять равной 95 $^\circ\text{C}$.

Количество полученной теплоты $Q = Gc(t_2 - t_1) = 500 \cdot 4,19(80 - 20) = 1257 \cdot 10^3 \text{ кДж/ч}$.

Средняя определяющая температура воды $t_{\text{ср.ж}} = (20 + 80)/2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$.

Режим течения $Re = \nu d \rho \mu = 1,0 \cdot 0,032 \cdot 988 / (0,549 \cdot 10^{-3}) = 57588$ (где $\rho = 988 \text{ кг/м}^3$; $\mu = 0,549 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$). Так как $Re > 10000$, коэффициент теплопередачи определим по формуле (13.35), предварительно рассчитав $Pr = c\mu/\lambda = 4,19 \cdot 10^3 \cdot 0,549 \cdot 10^{-3} / 0,649 = 3,54$, где $c = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$ — теплоемкость воды; $\lambda = 0,649 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ — теплопроводность воды при 50 $^\circ\text{C}$.

Критерий Прандтля при $t_{\text{ст}} = 95 \text{ }^\circ\text{C}$ $Pr = 1,85$, следовательно, $Nu = 0,021 \cdot 57 \cdot 588^{0,8} \times 3,54^{0,43} (3,54/1,85)^{0,25} = 0,021 \cdot 6,430 \cdot 1,722 \cdot 1,176 = 273,4$.

Коэффициент теплоотдачи определится из критерия Нуссельта $\alpha = Nu\lambda/d = 273,4 \cdot 0,649/0,032 = 5546 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.

Задача 13.4. Определить коэффициент теплоотдачи от воздуха к стенке подогревателя, выполненного в виде четырехрядного шахматного пучка труб с наружным диаметром $d = 57 \text{ мм}$. Теплоноситель проходит внутри труб. Воздух омывает трубы в поперечном направлении с углом атаки $\varphi = 90^\circ$. Средняя температура воздуха 100 $^\circ\text{C}$.

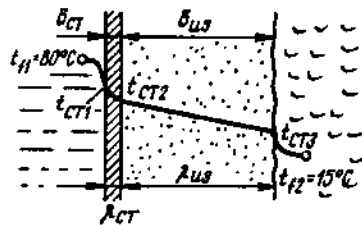


Рис. 13.7. К решению задачи 13.2

Средняя скорость воздуха между трубами $v=10$ м/с.
 Воспользуемся уравнением $Nu=0,37\epsilon_{\varphi}Re^{0,6}$, где ϵ_{φ} — коэффициент, учитывающий влияние угла атаки. При $\varphi=90^{\circ}$ $\epsilon_{\varphi}=1$. Следовательно,

$$Nu = 0,37 \left(\frac{10 \cdot 0,057 \cdot 0,944}{0,22 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,6} = 159.$$

Вязкость воздуха при 100°C $\mu=0,022 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Плотность определим по уравнению Клайперона: $\rho=\rho_0 \frac{T_0 P}{TP_0} = 1,29 \times \times 273/373=0,944$ кг/м³.

Коэффициент теплоотдачи $\alpha=Nu\lambda/d=159 \cdot 0,032/0,057=90,9$ Вт/(м²·К).

Задача 13.5. Определить средний коэффициент теплоотдачи при конденсации насыщенного водяного пара на наружной поверхности горизонтального шестирядного пучка труб наружным диаметром $d=25$ мм при давлении пара $p=0,49$ МПа. Среднюю температуру поверхности труб принять $t_{\text{ср}}=145^{\circ}\text{C}$.

Расчет проводим по формуле (13.39) для одиночной трубы с введением поправочного коэффициента ϵ_{φ} на количество рядов труб.

Для конденсации пара на одиночной горизонтальной трубе имеем $\alpha = \approx 1,28 \sqrt{\frac{\rho^2 \lambda^3}{\mu \Delta t d}}$. Для заданных условий $r=2117 \cdot 10^3$ кДж/кг — теплота конденсации; ρ — плотность конденсата, кг/м³; λ — теплопроводность конденсата; μ — вязкость конденсата; $\Delta t=t_{\text{конд}}-t_{\text{ст}}=152,2-145=7,2^{\circ}\text{C}$ (температура конденсации $t_{\text{конд}}$ определяется по таблицам свойств насыщенного водяного пара); ρ , λ и μ определяются при средней температуре пленки конденсата $t_{\text{пл}}=(152,2+145)/2=148,6^{\circ}\text{C}$.

Величина $\sqrt{\rho^2 \lambda^3 / \mu}$ определяется в зависимости от $t_{\text{пл}}$:

Температура пленки конденсата $t_{\text{пл}}$, $^{\circ}\text{C}$	0	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200

$\sqrt{\rho^2 \lambda^3 / \mu}$	104	120	139	155	169	179	188	194	197	199	199
При $t_{\text{пл}} = 148,6^{\circ}\text{C}$											

$\sqrt{\rho^2 \lambda^3 / \mu}=195,5$; $\alpha=1,28 \cdot 195,5 \sqrt{250,24 \sqrt{2117 \cdot 10^3} (7,2 \cdot 0,025)}=14\ 654$ Вт/(м²·К).

Средний коэффициент теплоотдачи для пучка труб при $\epsilon_{\varphi}=0,7$ $\alpha_{\text{ср}}=\epsilon_{\varphi} \alpha=10\ 258$ Вт/(м²·К).

Задача 13.6. Определить потери теплоты лучеиспусканием и конвекцией цилиндрической поверхности стального аппарата и поверхностью крышки, выкрашенной масляной краской, если температура стенки аппарата $t_{\text{ст}}=60^{\circ}\text{C}$, температура воздуха в помещении цеха $t_{\text{в}}=20^{\circ}\text{C}$. Размеры аппарата: высота $H=2$ м, диаметр $D=1,2$ м. Размеры помещения: высота $H=5$ м, длина $L=12$ м, ширина $B=6$ м.

Потери теплоты излучением вычислим по формулам (13.15) и (13.17).

Согласно условию задачи $T_1=273+60=333$ К; $T_2=273+20=293$ К; $F_1=\pi D H + +0,785 D^2=3,14 \cdot 1,2 \cdot 2+0,785 \cdot 1,2^2=8,67$ м²; $F_2=2(5 \cdot 6+12 \cdot 6+5 \cdot 12)=324$ м². В этих условиях можно принять $C_{1-2} \approx C_1$.

Для окисленной стали среднее значение степени черноты $\epsilon=0,85$. Тогда $C_1=5,7 \cdot 0,85=4,84$ Вт/(м²·К).

Потери теплоты с поверхности лучеиспусканием $Q=C_1 F_1 [(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4]=4,84 \cdot 8,67 \cdot (3,33)^4 - (2,93)^4=2064,5$ Вт.

Общие потери теплоты найдем по закону Ньютона $Q=\alpha_{\text{общ}} F_1 (t_{\text{ст}}-t_{\text{в}})$, где $\alpha_{\text{общ}}$ определяем по формуле (13.38); $\alpha_{\text{общ}}=9,74+0,07 \Delta t=9,74+0,07(60-20)=12,54$ Вт/(м²·К). Следовательно, $Q=12,54 \cdot 8,67 \cdot 40=4349$ Вт.

Задача 13.7. Определить толщину слоя изоляции аппарата, если внутри его температура $t_{\text{вн}}=150^{\circ}\text{C}$. Изоляционный слой — совелит.

Температура наружной поверхности слоя изоляции не должна превышать 40°C .

Температура окружающего воздуха $t_{\text{в}}=20^{\circ}\text{C}$.

Определим коэффициент теплоотдачи от поверхности слоя изоляции в окружающую среду по формуле (13.38)

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta t = 9,74 + 0,07(40 - 20) = 11,1 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Удельный тепловой поток

$$q = \alpha(t_{\text{ст}} - t_0) = 11,1(40 - 20) = 222 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

но тепловой поток можно выразить через термическое сопротивление слоя изоляции

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{\text{вн}} - t_0),$$

$$\text{отсюда } \delta = \frac{\lambda}{q} (t_{\text{вн}} - t_0) = \frac{0,098}{222} (150 - 20) = 0,057 \text{ м},$$

где $\lambda = 0,098 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ — коэффициент теплопроводности совелита.

Глава 14

НАГРЕВАНИЕ, ИСПАРЕНИЕ, ОХЛАЖДЕНИЕ И КОНДЕНСАЦИЯ

14.1. НАГРЕВАНИЕ

Нагреванием называется процесс повышения температуры материалов путем подвода к ним теплоты. Широко распространенными методами нагревания в пищевой технологии являются нагревание горячей водой или другими жидкими теплоносителями, насыщенным водяным паром, топочными газами и электрическим током.

Для этих целей применяют теплообменники различных конструкций.

Нагревание водой используют для повышения температуры и пастеризации пищевых продуктов при температурах ниже 100°C . Для нагревания до температуры выше 100°C применяют перегретую воду, находящуюся под избыточным давлением. Вода является доступным и дешевым, некоррозионноактивным теплоносителем, имеющим высокие теплоемкость и коэффициент теплоотдачи. Обычно обогрев водой осуществляется через разделяющую теплоноситель и продукт стенку аппарата.

При нагревании водой или другими жидкостями, например маслом, органическими теплоносителями, часто применяют циркуляционный способ обогрева. По этому способу горячая вода (либо другой теплоноситель) циркулирует между нагревателем и теплообменником, в котором она отдает теплоту. Циркуляция может быть естественной или принудительной. Естественная циркуляция происходит за счет разности плотностей горячего и холодного теплоносителей.

Более эффективным является способ обогрева при принудительной циркуляции, которую осуществляют с помощью насоса.

Для обогрева теплиц при выращивании огурцов, томатов и дру-

гих овощей используют горячую воду, отходящую от заводских теплоиспользующих установок.

Другим способом нагревания горячими жидкостями является обогрев с помощью обогревательных бань, представляющих собой аппараты с рубашками. Рубашка нагревается топочными газами, с помощью электрообогрева или насыщенным водяным паром высокого давления, подаваемым в змеевик.

Из высококипящих органических жидкостей для создания высоких температур применяют минеральные масла (до 250...300 °С), тетрахлордифенил (до 300 °С), глицерин, кремнийорганические соединения и др. Наибольшее распространение имеет дифенильная смесь, которая используется для нагревания по циркуляционному способу, а также для заполнения обогревательных бань. Коэффициент теплоотдачи для жидкой дифенильной смеси в условиях естественной циркуляции составляет 200...350 Вт/(м²·К). Дифенильная смесь обеспечивает обогрев до 260...400 °С.

Расход воды или другого теплоносителя на нагревание определяют из теплового баланса

$$G_{\text{в}}c_{\text{в}}t_{\text{в.н}} + G_{\text{п}}c_{\text{п}}t_{\text{п.н}} = G_{\text{в}}c_{\text{в}}t_{\text{п.к}} + Q_{\text{п}}, \quad (14.1)$$

где $G_{\text{в}}$ и $G_{\text{п}}$ — массовые расходы соответственно воды и продукта, кг/ч; $c_{\text{в}}$ и $c_{\text{п}}$ — теплоемкости соответственно воды и продукта, кДж/(кг·К); $t_{\text{в.н}}$ и $t_{\text{п.н}}$ — начальные температуры соответственно воды и продукта, °С; $t_{\text{в.к}}$ и $t_{\text{п.к}}$ — конечные температуры соответственно воды и продукта, °С; $Q_{\text{п}}$ — потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

$$G_{\text{в}} = \frac{G_{\text{п}}c_{\text{п}}(t_{\text{п.к}} - t_{\text{п.н}}) + Q_{\text{п}}}{c_{\text{в}}(t_{\text{в.н}} - t_{\text{в.к}})}. \quad (14.2)$$

Нагревание водяным насыщенным паром получило широкое распространение, что объясняется следующими его достоинствами: большим количеством теплоты, выделяющейся при конденсации водяного пара (2024...2264 кДж на 1 кг конденсирующегося пара при абсолютных давлениях соответственно 0,1...1,0 МПа); высоким коэффициентом теплоотдачи от конденсирующегося пара к стенке — порядка 20 000...40 000 кДж/(м²·ч·К); равномерностью обогрева.

При нагревании водяным насыщенным паром применяют два способа: нагревание «глухим» насыщенным паром и «острым» паром.

При нагревании «глухим» паром теплота от конденсирующегося насыщенного водяного пара к нагреваемому теплоносителю передается через разделяющую их стенку. Греющийся «глухой» пар конденсируется и выводится из парового пространства теплообменника в виде конденсата. При этом температуру конденсата принимают равной температуре насыщенного греющего пара.

Массовый расход пара (в кг/ч) при нагревании жидкости определяют из теплового баланса

$$Gct_n + D_i'' = Gct_k + Di' + Q_n, \quad (14.3)$$

Расход «глухого» пара

$$D = \frac{Gc(t_k - t_n) + Q_n}{i'' - i'}, \quad (14.4)$$

где D — массовый расход пара, кг/ч; G — массовый расход жидкости, кг/ч; c — удельная теплоемкость жидкости, кДж/(кг·К); t_n и t_k — соответственно начальная и конечная температуры жидкости, °С; i' и i'' — удельные энтальпии соответственно греющего пара и конденсата, кДж/ч.

Чтобы пар полностью конденсировался в паровом пространстве теплообменника, на отводной линии конденсата устанавливают конденсатоотводчики различных конструкций (рис. 14.1). Конденсатоотводчик пропускает конденсат, но не пропускает пар, поэтому пар полностью конденсируется в паровом пространстве теплообменника, что приводит к существенной его экономии.

При нагревании «острым» паром водяной пар вводится непосредственно в нагреваемую жидкость. Пар конденсируется и отдает теплоту нагреваемой жидкости, а конденсат смешивается с жидкостью. Пар вводится через барботер, представляющий собой во многих случаях трубу с отверстиями, согнутую по спирали Архимеда либо по окружности. Впуск пара по барботеру обеспечивает одновременно с нагреванием жидкости ее перемешивание с паром.

Расход «острого» пара определяют из теплового баланса

$$Gct_n + Di'' = Gct_k + Dct_k + Q_n. \quad (14.5)$$

Обозначения здесь те же, что и в уравнении (14.3).

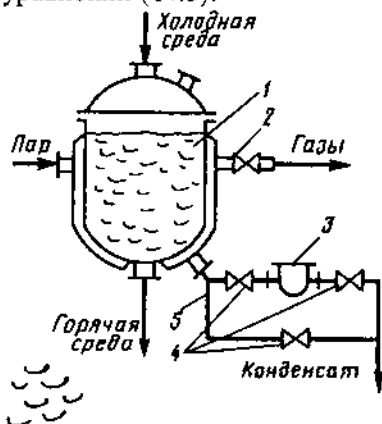
Расход «острого» пара

$$D = \frac{Gc(t_k - t_n) + Q_n}{i'' - ct_k}. \quad (14.6)$$

Нагревание «острым» паром применяют в тех случаях, когда допустимо разбавление нагреваемой среды водой. Этот способ часто используют для нагревания воды и водных растворов.

Рис. 14.1. Схема установки конденсатоотводчика:

1 — теплообменник; 2 — продувочный вентиль; 3 — конденсатоотводчик; 4 — вентили; 5 — отводная линия



Нагревание топочными газами, образующимися при сжигании твердого, жидкого или газообразного топлива в специальных печах, используется, например, для обогрева сушилок.

Недостатками обогрева топочными газами являются: низкий коэффициент теплоотдачи, равный 60...120 кДж/(м²·ч·К), значительные температурные перепады и неравномерный нагрев; сложность регулирования температуры; окисление стенок аппаратов, а также наличие вредных продуктов сгорания, что делает недопустимым применение топочных газов для нагревания пищевых продуктов при непосредственном соприкосновении с ними.

Кроме топочных газов, полученных в специальной печи, используют также отработавшие газы от печей, котлов и т. д. температурой 300...500 °С. Применение отработавших газов не требует дополнительного расхода топлива, поэтому использование их для нагревания весьма рационально.

Нагревание электрическим током осуществляется в электрических печах сопротивления прямого и косвенного действия.

В печах прямого действия тело нагревается при прохождении через него электрического тока.

Нагревание токами высокой частоты основано на том, что при воздействии на диэлектрик переменного электрического тока молекулы диэлектрика приходят в колебательное движение, при этом часть энергии затрачивается на преодоление трения между молекулами диэлектрика и превращается в теплоту, нагревая тело. Количество выделяющейся теплоты пропорционально квадрату напряжения и частоте тока. Обычно применяют частоту тока 1·10⁶...100·10⁶ Гц.

Для получения токов высокой частоты используют генераторы различных конструкций.

Достоинства диэлектрического нагревания: непосредственное выделение теплоты в нагреваемом теле; равномерный быстрый нагрев всей массы материала до требуемой температуры; простота регулирования процесса.

В печах косвенного действия теплота выделяется при прохождении электрического тока по нагревательным элементам. Выделяющаяся при этом теплота передается материалу тепловым излучением, теплопроводностью и конвекцией.

Количество теплоты, которое необходимо подвести в процессе нагревания электрическим током, определяется из теплового баланса

$$Q_3 + Gct_n = Gct_k + Q_n, \quad (14.7)$$

где Q_3 — количество теплоты, выделяющейся в нагревательном электрическом устройстве при прохождении электрического тока, кДж/ч; G — количество перерабатываемого в обогреваемом аппарате продукта, кг/ч; c — удельная теплоемкость перерабатываемого продукта, кДж/(кг·К); t_n , t_k — соответственно начальная и конечная

температуры перерабатываемого продукта, °С; Q_n — потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Из уравнения (14.7)

$$Q_3 = Gc(t_k - t_n) + Q_n. \quad (14.8)$$

Мощность нагревательных элементов (в кВт)

$$N = Q_3 / 3600. \quad (14.9)$$

14.2. ИСПАРЕНИЕ

Испарение — процесс превращения жидкости в пар путем подвода к ней теплоты. Наиболее эффективно испарение жидкостей происходит при кипении. Испарение в пищевой технологии используют для охлаждения и опреснения воды, концентрирования растворов, например сахарных, и для разделения жидких смесей. Испарение происходит в испарителях.

Аппараты, применяемые для опреснения воды, называют опреснителями, для повышения концентрации растворов — выпарными аппаратами.

Расход теплоты на испарение (в кДж)

$$Q = Wr, \quad (14.10)$$

где W — масса испаренной жидкости, кг; r — теплота парообразования, кДж/кг.

Например, для испарения 1 кг воды при атмосферном давлении следует затратить 2264 кДж.

14.3. КОНДЕНСАЦИЯ

Конденсация — переход вещества из паро- или газообразного состояния в жидкое путем отвода от него теплоты. Конденсация происходит в конденсаторах.

Процессы конденсации широко применяют в пищевой технологии для охижения различных веществ.

Конденсацию можно проводить при отводе теплоты от конденсируемых веществ с помощью охлаждающего теплоносителя, отделенного стенкой, либо при непосредственном смешивании конденсируемых паров с охлаждающим теплоносителем — водой. В первом случае имеет место поверхностная конденсация, во втором — конденсация смешением.

Количество теплоты, выделяемое при конденсации, определяется по формуле $Q = Dr$, где D — масса конденсирующегося пара, кг; r — теплота конденсации, кДж/кг. Например, при конденсации 1 кг водяного пара при атмосферном давлении выделяется 2264 кДж.

Поверхностная конденсация осуществляется в теплообменниках, называемых поверхностными конденсаторами.

Рассмотрим процесс конденсации перегретого пара водой. Тепловой баланс процесса

$$Di + Wc_{в,н}t_{в,н} = Dc_{к}t_{к} + Wc_{п}t_{в,к} + Q_{п}, \quad (14.11)$$

где D — массовый расход поступающего в конденсатор пара, кг/ч; i — удельная энтальпия пара, кДж/кг; $c_{в}$, $c_{к}$ — удельные теплоемкости соответственно воды и конденсата, кДж/(кг·К); $t_{в,н}$, $t_{в,к}$ — соответственно начальная и конечная температуры воды, °С; $t_{к}$ — температура конденсата на выходе из аппарата, °С; $Q_{п}$ — потеря теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Отсюда найдем массовый расход охлаждающей воды (в кг/ч)

$$W = \frac{D(i - c_{к}t_{к}) - Q_{п}}{c_{в}(t_{в,к} - t_{в,н})}. \quad (14.12)$$

Удельная энтальпия поступающего перегретого пара (в кДж/кг)

$$i = c_{п}(t_{п} - t_{нас}) + r + c_{к}t_{нас}, \quad (14.13)$$

где $c_{п}$ — удельная теплоемкость перегретого пара, кДж/(кг·К); $t_{п}$ — температура поступающего перегретого пара, °С; $t_{нас}$ — температура насыщения (конденсации) пара, °С; r — теплота конденсации пара (теплота испарения жидкости), кДж/кг.

Площадь поверхности теплопередачи конденсатора рассчитывают отдельно для трех зон: зоны F_1 охлаждения перегретого пара, зоны F_2 конденсации и зоны F_3 охлаждения конденсата: $F_{общ} = F_1 + F_2 + F_3$. Площадь поверхности каждой зоны определяется по основному уравнению теплопередачи (13.1).

Конденсация при смешении теплоносителей осуществляется в мокрых и сухих конденсаторах.

В мокрых конденсаторах охлаждающую воду, конденсат и неконденсирующиеся газы, например воздух, выводят из нижней части конденсатора с помощью мокровоздушного насоса.

В сухих конденсаторах охлаждающая вода вместе с конденсатом выводится из нижней части, а воздух отсасывается вакуум-насосом из верхней части конденсатора.

Мокрые и сухие конденсаторы делятся на прямоточные и противоточные.

14.4. ОХЛАЖДЕНИЕ ДО ОБЫКНОВЕННЫХ ТЕМПЕРАТУР

Охлаждение — процесс понижения температуры материалов путем отвода от них теплоты.

Для охлаждения газов, паров и жидкостей до 15...20 °С в пищевой технологии используют воду и воздух. Для охлаждения продуктов до низких температур используют низкотемпературные хладагенты — холодильные рассолы, хладоны (фреоны), аммиак, диоксид углерода и др.

В этом разделе рассмотрим охлаждение до обыкновенных температур.

Охлаждение водой осуществляется в теплообменниках, в которых теплоносители разделены стенкой либо обмениваются теплотой при смешивании. Например, газы охлаждают разбрызгиванием в них воды.

Для охлаждения применяется обычная вода температурой 15...25 °С либо артезианская температурой 8...12 °С. С целью экономии свежей воды часто для охлаждения используют оборотную воду, охлажденную за счет ее испарения в градирнях. Обратная вода имеет температуру, достигающую летом 30 °С.

Массовый расход воды на охлаждение W (в кг/ч) определяется из теплового баланса

$$Gc_{гн} + Wc_{в}t_{в.н} = Gc_{гк} + Wc_{в}t_{в.к} + Q_{п}, \quad (14.14)$$

откуда

$$W = \frac{Gc(t_{гн} - t_{гк}) - Q_{п}}{c_{в}(t_{в.к} - t_{в.н})}, \quad (14.15)$$

где G — массовый расход охлаждаемого теплоносителя, кг/ч; c , $c_{в}$ — удельные теплоемкости соответственно теплоносителя и воды, кДж/(кг·К); $t_{гн}$, $t_{гк}$ — соответственно начальная и конечная температуры теплоносителя, °С; $t_{в.н}$, $t_{в.к}$ — соответственно начальная и конечная температуры охлаждающей воды, °С; $Q_{п}$ — потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Охлаждение льдом применяют для охлаждения ряда продуктов, например мороженого, до температуры, близкой к нулю. Лед, отдавая теплоту, нагревается до θ °С и плавится, отнимая теплоту от охлаждаемого продукта. Для определения продолжительности охлаждения используются экспериментальные данные.

При непосредственном охлаждении (например, жидкости льдом) со льдом вносится холод

$$Q = L(-r), \quad (14.16)$$

где L — масса льда, кг; r — теплота плавления льда, (кДж/кг); принимают r с учетом переохлаждения его на 1...3 °С равным 335 кДж/кг.

С охлаждаемой жидкостью вносится теплота в количестве

$$Q_{ж} = Gc_{гн}, \quad (14.17)$$

где G — масса охлаждаемой жидкости, кг; c — удельная теплоемкость жидкости, кДж/(кг·К); $t_{гн}$ — начальная температура жидкости, °С.

Примем конечную температуру охлаждаемой жидкости и воды, образовавшейся при таянии льда, $t_{х}$. Тогда тепловой баланс можно

записать так:

$$Gct_n - Lr = Gct_k + Lc_v t_k, \quad (14.18)$$

где c_v — удельная теплоемкость воды, кДж/(кг·К).

Отсюда расход льда

$$L = \frac{Gc(t_n - t_k)}{c_v t_k - r}. \quad (14.19)$$

Охлаждение воздухом проводят естественным и искусственным способами. При естественном охлаждении горячий продукт охлаждается за счет потерь теплоты в окружающее пространство. Наиболее эффективно естественное охлаждение в зимнее время при низкой температуре воздуха.

Искусственное охлаждение воздухом применяют для охлаждения воды в градирнях, в которых охлаждаемая вода стекает сверху вниз навстречу подаваемому снизу воздуху. При этом охлаждение происходит не только за счет теплообмена, но в значительной степени за счет испарения части жидкости.

14.5. ОХЛАЖДЕНИЕ ДО ТЕМПЕРАТУР НИЖЕ ТЕМПЕРАТУРЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

Для охлаждения, замораживания и хранения пищевых продуктов при температурах ниже температуры окружающей среды (от +4 до -40 °С) используют холодильники. Охлаждение в холодильниках осуществляется холодильными машинами.

Для получения холода в холодильных машинах применяют обратный круговой термодинамический цикл, состоящий из процессов сжатия газа, конденсации и испарения.

Согласно второму закону термодинамики охлаждение до температур ниже температуры окружающей среды, которое связано с переносом теплоты с низшего температурного уровня на высший, возможно только при затрате энергии. Такой перенос теплоты осуществляется по обратному циклу Карно.

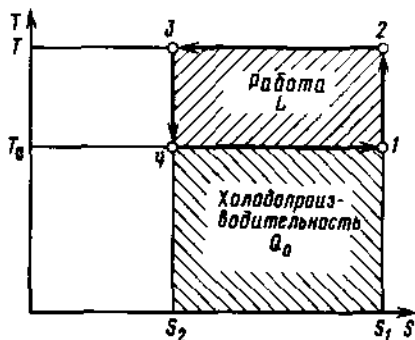
Энергетический баланс прямого цикла Карно выражается уравнением

$$Q = L + Q_0, \quad (14.20)$$

согласно которому при переходе теплоты с более высокого температурного уровня T на более низкий температурный уровень T_0 совершается работа L и на низком температурном уровне сохраняется теплота Q_0 .

Рис. 14.2. Обратный цикл Карно: площадь L численно равна затраченной работе; площадь Q_0 — холодопроизводительности

Рассмотрим обратный цикл Карно (рис. 14.2). Газообразное рабочее тело с температурой T_0 адиабатически сжимается с затратой работы, нагреваясь при этом до температуры T . Этот процесс изображается вертикальной линией 1—2. После сжатия газ изотермически конденсируется при температуре T (линия 2—3), отдавая теплоту Q , а затем образовавшаяся жидкость адиабатически расширяется. При расширении жидкость охлаждается до температуры T_0 (линия 3—4), производя при этом полезную работу, после чего испаряется при температуре T_0 (линия 4—1) при пониженном давлении, отнимая теплоту Q_0 от охлаждаемого объекта.



Полезная работа газа согласно уравнению (14.20)

$$L = Q - Q_0. \quad (14.21)$$

Количества теплот Q и Q_0 можно выразить через энтропии рабочего тела до и после конденсации s_1 и s_2 согласно рис. 14.2, т. е.

$$Q = T(s_1 - s_2); \quad Q_0 = T_0(s_1 - s_2). \quad (14.22)$$

Подставляя значения Q и Q_0 в предыдущее выражение, получим

$$L = (T - T_0)(s_1 - s_2). \quad (14.23)$$

Холодильный коэффициент

$$\epsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{T_0}{T - T_0} \quad (14.24)$$

показывает, какое количество теплоты Q_0 можно перенести с низшего температурного уровня T_0 на высший T за счет единицы затраченной работы L . Теплота Q_0 называется холодопроизводительностью холодильной машины.

На рис. 14.3 приведены диаграммы состояния воздуха в координатах $T - s$. Линии жидкости и пара сходятся в точке $T_{кр}$, которая является критической температурой. В области $b - T_{кр} - a$, лежащей левее кривой, находится жидкость. Область $b - T_{кр} - c$, лежащая

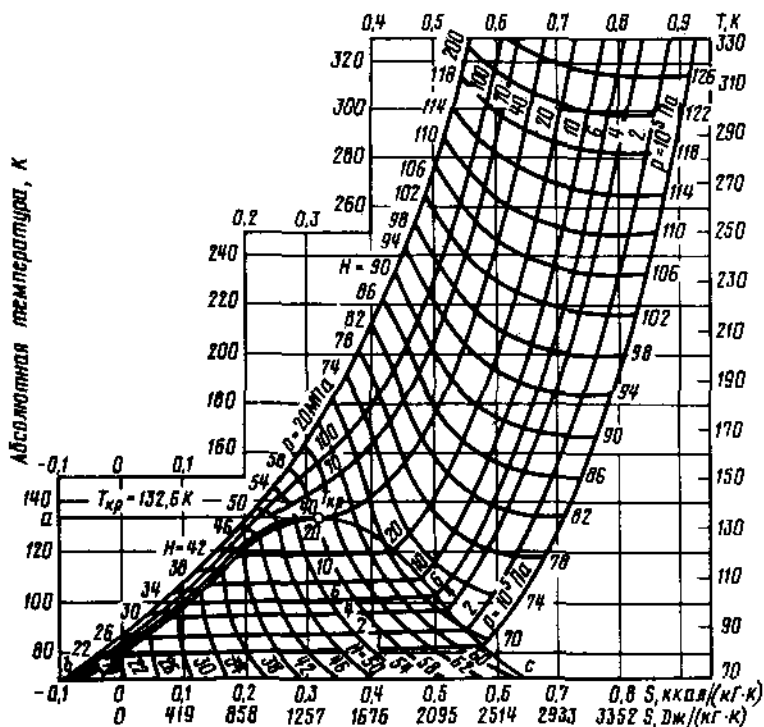


Рис. 14.3. T — S -диаграмма для воздуха

щая под кривой, является областью сосуществования пара и жидкости, а область a — $T_{кр}$ — c выше и правее кривой соответствует состоянию газа или перегретого пара.

Для искусственного охлаждения газов применяют следующие холодильные машины: паро- и газокompрессионные, абсорбционные, пароводяные, эжекторные и термоэлектрические.

В холодильных машинах продукты могут охлаждаться непосредственно хладагентом либо с помощью промежуточных хладоносителей, которые отводят теплоту от объектов охлаждения, находящихся вне холодильной машины, и отдают ее хладагенту.

При использовании хладоносителей испаритель холодильной машины размещают в емкости, заполненной хладоносителем-рассолом. В результате испарения хладагента рассол охлаждается до заданной температуры и насосом подается в общий трубопровод, из которого насосом распределяется по охлаждающим элементам холодильника. Отработанный рассол собирается в общий трубопровод и вновь поступает на охлаждение в емкость.

Для охлаждения до температур не ниже -15°C используется раствор хлорида натрия.

В парогазокомпресссионных холодильных машинах используют аммиак, хладоны (фреоны), диоксид углерода. Принцип действия этих машин основан на сжатии хладагента компрессором и конденсации сжатого газа.

В холодильных машинах, работающих с аммиаком и хладонами, не требуется создавать высокие давления. В отличие от аммиака хладоны не имеют раздражающего носоглотку запаха и взрывобезопасны. Такие машины применяют для охлаждения до -80°C .

Схема пароконпресссионной машины представлена на рис. 14.4. Она состоит из компрессора K_m , конденсатора, дросселирующего вентиля B , испарителя I . Хладагент, циркулирующий в машине (рис. 14.5), сжимается компрессором до рабочего давления по адиабате $1-2$ до состояния насыщения и конденсируется при температуре T в конденсаторе (линия $2-3$), который охлаждается водой. Вода при этом отводит от хладагента теплоту $Q=Q_0+L$. После переохлаждения (линия $3-3'$) образовавшаяся жидкость поступает в дросселирующий вентиль, где дросселируется по изотентальпе $3-4$ (или $3'-4$, если отсутствует переохлаждение) и испаряется затем в испарителе при температуре T_0 (линия $4-1$) за счет теплоты Q_0 , отнимаемой от охлаждаемого объекта. Переохлаждение хладагента способствует увеличению отводимой теплоты Q_0 .

Выше был описан процесс со сжатием в компрессоре влажного пара, но в большинстве случаев холодильные машины работают со сжатием сухого пара (рис. 14.6). Процесс адиабатического сжатия

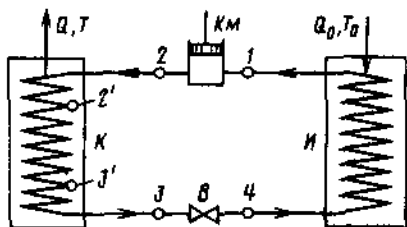


Рис. 14.4. Схема пароконпресссионной холодильной машины:

K_m — компрессор; K — конденсатор; B — дросселирующий вентиль; I — испаритель (состояние хладагента в точках $1...4$ отображено на рис. 14.5 и 14.6)

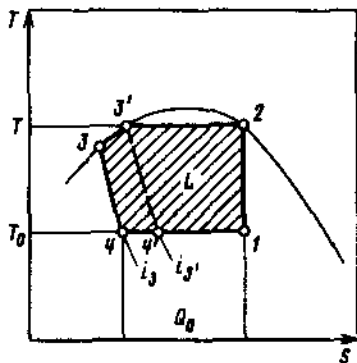


Рис. 14.5. Цикл пароконпресссионной холодильной машины со сжатием влажного газа в компрессоре

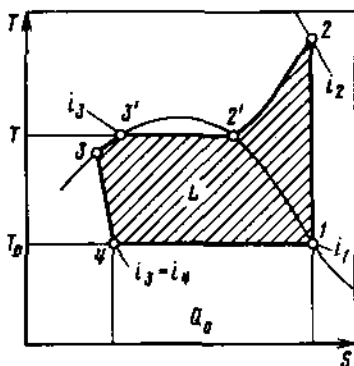


Рис. 14.6. Цикл парокомпрессионной холодильной машины со сжатием сухого пара

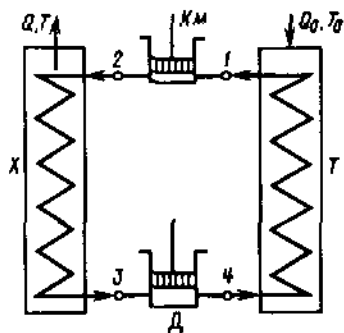


Рис. 14.7. Схема газокompрессионной холодильной машины:
 КМ — компрессор; Т — теплообменник; X — холодильник; Д — детандер (расширитель); точки 1...4 соответствуют точкам на диаграмме T—S (рис. 14.8)

пара в компрессоре отражается линией 1—2. Затем следует охлаждение перегретого пара до состояния насыщения по изобаре 2—2', конденсация при температуре T по изотерме 2'—3', переохлаждение 3'—3, дросселирование по изоэнтальпе 3—4 и испарение по изотерме 4—1.

Из сопоставления приведенных циклов работы парокомпрессионных машин следует, что термодинамический цикл с влажным паром ближе к циклу Карно и холодильный коэффициент для него выше. Однако при сжатии влажного пара в компрессоре возникает опасность гидравлического удара и снижается коэффициент подачи компрессора, что делает такой цикл менее выгодным по сравнению с циклом сжатия сухого пара. Коэффициент подачи компрессора, зависящий от степени сжатия p/p_0 , определяют на основании экспериментальных данных.

Удельную холодопроизводительность (в кДж/кг) можно определить из рис. 14.6

$$q_0 = i_1 - i_4, \quad (14.25)$$

а массовый расход циркулирующего в холодильной машине хладагента (в кг/с) — по формуле

$$G = Q_0 / q_0. \quad (14.26)$$

Холодильный коэффициент

$$\epsilon = i_1 - i_4 / (i_2 - i_1). \quad (14.27)$$

В газожомпрессионных ходолильных машинах (рис. 14.7) хладагентом служит воздух. В рабочем цикле машины (рис. 14.8) воздух не конденсируется и не испаряется. Воздух засасывается турбокомпрессором и сжимается по адиабате 1—2. Затем охлаждается водой в ходолильнике от температуры T_2 до T_3 по изобаре 2—3, охлажденный воздух расширяется адиабатически в детандере, при этом его температура снижается до T_4 . Из детандера воздух поступает в теплообменник, в котором отнимает на низшем температурном уровне тепло при постоянном давлении по изобаре 4—1. Эти машины характеризуются повышенным расходом энергии и применяются только для создания температур ниже -100°C .

В абсорбиционных ходолильных машинах (рис. 14.9) хладагентом служит водоаммиачный раствор. Эти машины применяют для охлаждения до -60°C .

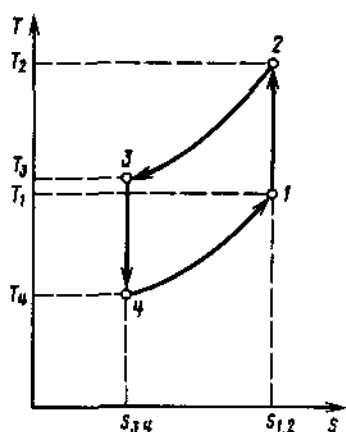


Рис. 14.8. Цикл газожомпрессионной ходолильной машины

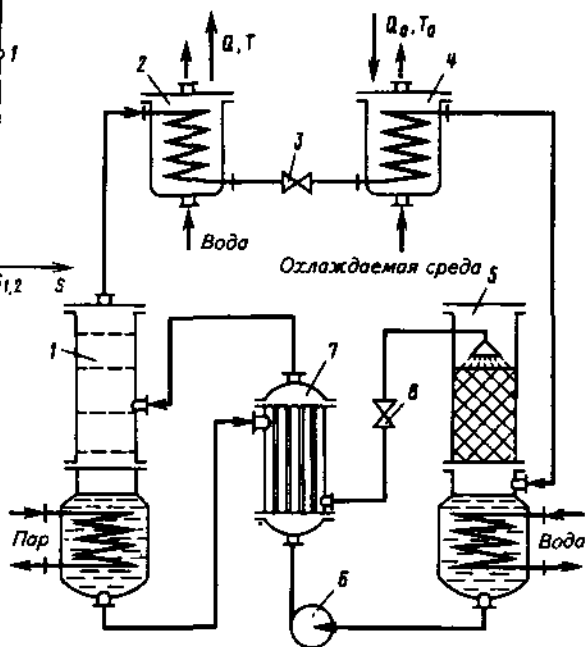


Рис. 14.9. Схема абсорбиционной ходолильной машины:

1 — кипятильник; 2 — конденсатор; 3, 8 — дросселирующие вентили; 4 — испаритель; 5 — абсорбер; 6 — насос; 7 — теплообменник

Машина состоит из кипятильника 1, который обогревается водяным паром, конденсатора 2, охлаждаемого водой, дросселирующего вентиля 3, испарителя 4, абсорбера 5, теплообменника 7 и насоса 6 (см. рис. 14.9). В кипятильнике из водоаммиачного раствора при нагревании выделяется большая часть газообразного аммиака, который под избыточным давлением поступает в конденсатор, где охлаждается водой и конденсируется при высокой температуре T . При конденсации аммиак отдает теплоту Q охлаждающей воде. Сжиженный аммиак дросселируется в дросселирующем вентиле 3 (при этом его давление снижается) и испаряется в испарителе 4, отнимая теплоту от охлаждаемой среды на низком уровне T_0 . После испарителя газообразный аммиак поступает в абсорбер, охлаждается и абсорбируется водой. Полученный высококонцентрированный раствор подается насосом в теплообменник, где нагревается, и затем в кипятильник. Не испарившаяся часть аммиака в количестве 20 % подается в теплообменник и затем через дроссельный вентиль поступает на орошение в абсорбер. В результате абсорбции газообразного аммиака, поступающего из испарителя, вновь получают концентрированный водоаммиачный раствор, поступающий в кипятильник, и процесс повторяется. В абсорбционной холодильной машине функции компрессора выполняет термокомпрессор, который состоит из кипятильника, абсорбера и теплообменника.

Количество циркулирующего в машине водоаммиачного раствора можно определить из уравнений материального баланса термокомпрессора:

$$G_k = G_r + G_a; \quad (14.28)$$

$$G_k x_k / 100 = G_a x_a / 100 + G_r, \quad (14.29)$$

где G_k, G_a — массовые расходы раствора, поступающего соответственно в кипятильник и абсорбер, кг/ч; x_k, x_a — концентрации раствора, поступающего соответственно в кипятильник и абсорбер, мас. %; $G_r = Q_0/q_0$ — массовый расход циркулирующего газообразного аммиака, кг/ч.

Из этих уравнений определяют

$$G_k = G_r (100 - x_a) / (x_k - x_a);$$

$$G_a = G_k - G_r.$$

В пароводяных эжекторных холодильных машинах хладагент сжимается в паровом эжекторе, а пар конденсируется в конденсаторах смешения с водой или в поверхностных конденсаторах. Хладоносителем здесь служит рассол или чистая вода. С помощью рассолов достигается охлаждение до -15°C , а с помощью воды — до $+5^\circ\text{C}$.

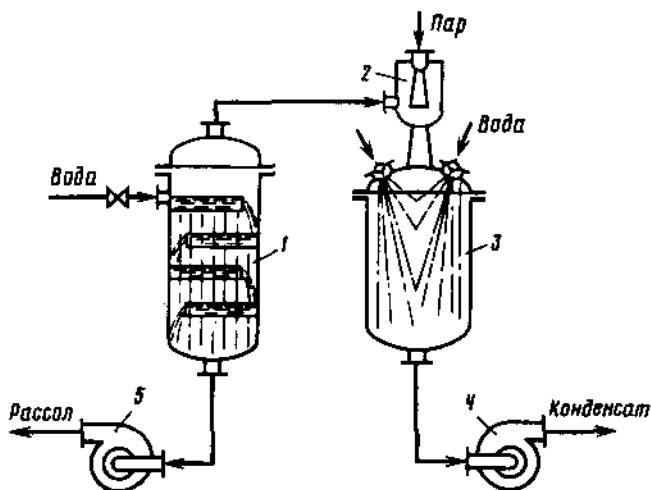


Рис. 14.10. Схема пароводяной эжекторной холодильной машины:
1 — испаритель; 2 — эжектор; 3 — конденсатор смешения; 4, 5 — насосы

Схема пароводяной эжекторной холодильной машины приведена на рис. 14.10. Водяной пар высокого давления, поступающий в эжектор 2, отсасывает пар из испарителя 1. В результате этого давление в испарителе снижается до 250...500 Па и циркулирующий рассол охлаждается до $-10...+15^{\circ}\text{C}$. Охлажденный рассол откачивается насосом 5 и направляется на охлаждение объектов. Водяной пар из эжектора поступает в конденсатор смешения 3, где конденсируется и отводится в виде конденсата мокрвоздушным насосом 4.

Пароводяные эжекторные холодильные машины, работающие на воде, имеют высокий холодильный коэффициент благодаря небольшой разности температурных уровней. Такие машины просты, надежны, компактны и удобны в эксплуатации.

14.6. УСТРОЙСТВО ТЕПЛООБМЕННОЙ АППАРАТУРЫ

Теплоиспользующие аппараты, применяемые в пищевых производствах для проведения теплообменных процессов, называют теплообменниками. Теплообменники характеризуются разнообразием конструкций, которое объясняется различным назначением аппаратов и условиями проведения процессов.

По принципу действия теплообменники делятся на рекуперативные, регенеративные и смешительные (градирни, скрубберы, конденсаторы смешения и т. д.).

В рекуперативных теплообменниках теплоносители разделены

стенкой и теплота передается от одного теплоносителя к другому через разделяющую их стенку.

В регенеративных теплообменниках одна и та же теплообменная поверхность омывается попеременно горячим и холодным теплоносителями. При омывании горячим теплоносителем поверхность нагревается за счет его теплоты, при омывании поверхности холодным теплоносителем она охлаждается, отдавая теплоту. Таким образом, теплообменная поверхность аккумулирует теплоту горячего теплоносителя, а затем отдает ее холодному теплоносителю.

В смесительных аппаратах передача теплоты происходит при непосредственном взаимодействии теплоносителей.

Рекуперативные теплообменники в зависимости от конструкции разделяются на кожухотрубчатые, типа «труба в трубе», змеевиковые, пластинчатые, спиральные, оросительные и аппараты с рубашками. Особую группу составляют трубные выпарные аппараты.

Кожухотрубные теплообменники наиболее широко распространены в пищевых производствах.

Кожухотрубный вертикальный одноходовый теплообменник с неподвижными трубными решетками (рис. 14.11,а) состоит из цилиндрического корпуса, который с двух сторон ограничен приваренными к нему трубными решетками с закрепленными в них греющими трубами. Пучок труб делит весь объем корпуса теплообменника на трубное пространство, заключенное внутри греющих труб, и межтрубное. К корпусу прикреплены с помощью болтового соединения два днища. Для ввода и вывода теплоносителей корпус и днища имеют патрубки. Один поток теплоносителя, например жидкость, направляется в трубное пространство, проходит по трубкам и выходит из теплообменника через патрубок в верхнем днище. Другой поток теплоносителя, например пар, вводится в межтрубное пространство теплообменника, омывает снаружи греющие трубы и выводится из корпуса теплообменника через патрубок.

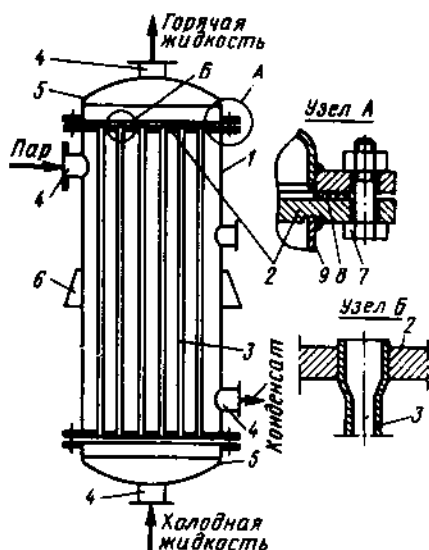


Рис. 14.11. Схема вертикального одноходового кожухотрубного теплообменника с неподвижными трубными решетками и размещение труб в трубной решетке:

1 — корпус; 2 — трубная решетка; 3 — греющая труба; 4 — патрубок; 5 — днища; 6 — опорная лапа; 7 — болт; 8 — прокладка; 9 — обечайка

Теплообмен между теплоносителями осуществляется через стенки труб.

Греющие трубы соединены с трубной решеткой сваркой либо развальцованы в ней (см. узел *Б* на рис. 14.11,а). Греющие трубы изготовляют из стали, меди или латуни.

Размещают греющие трубы в трубных решетках несколькими способами: по сторонам и вершинам правильных шестиугольников (в шахматном порядке), по сторонам и вершинам квадратов (коридорное) и по концентрическим окружностям. Такие способы размещения обеспечивают создание компактной конструкции теплообменника. Шаг размещения труб зависит от внешнего диаметра трубы. При развальцовке труб в трубной решетке шаг определяют по формуле $t = (1,3 \dots 1,5)d_n$.

$$\text{Диаметр корпуса теплообменника} \\ D = (1,3 \dots 1,5)(b-1)d_n + 4d_n, \quad (14.30)$$

где b — число труб, расположенных по диагонали наибольшего шестиугольника; $b = 2a - 1$ (здесь a — количество труб, расположенных по стороне наибольшего шестиугольника); d_n — наружный диаметр трубы.

Общее количество труб в теплообменнике

$$n = 3a(a-1) + 1. \quad (14.31)$$

Длину труб при известном диаметре вычисляют в зависимости от площади поверхности теплообмена

$$l = F / (\pi d_{cp} n). \quad (14.32)$$

С целью интенсификации теплообмена в кожухотрубных теплообменниках пучок труб секционируют, т. е. разделяют на несколько секций (ходов), по которым теплоноситель проходит последовательно. Разбивка труб на ряд ходов достигается с помощью перегородок в верхнем и нижнем днищах.

На рис. 14.12 показан такой многоходовой теплообменник, в котором теплоноситель проходит трубное пространство за четыре хода. Этим достигается повышение скорости теплоносителя, что приводит к увеличению коэффициента теплоотдачи в трубном пространстве. Целесообразно увеличивать скорость того из теплоносителей, который имеет большее термическое сопротивление.

Секционировать можно и межтрубное пространство за счет установки направляющих перегородок (рис. 14.13).

Приведенные на рис. 14.11...14.13 кожухотрубные теплообменники надежно работают при разностях температур между корпусом и трубами 25...30 °С. При более высоких разностях температур между корпусом и трубами возникают значительные температурные напряжения, которые могут привести к выходу теплообменника из строя. Поэтому при больших разностях температур приме-

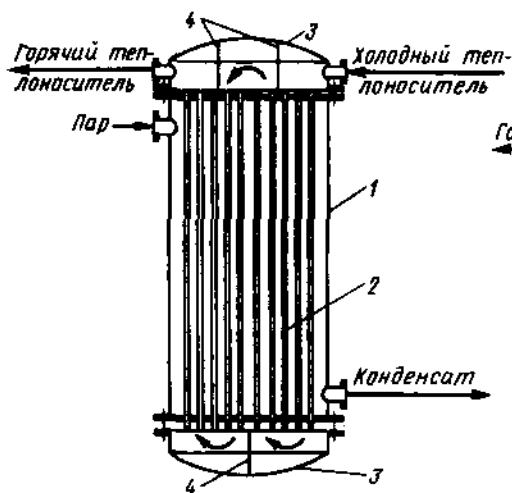


Рис. 14.12. Схема многоходового теплообменника (по трубному пространству):
1 — корпус; 2 — греющая труба; 3 — днище; 4 — перегородки

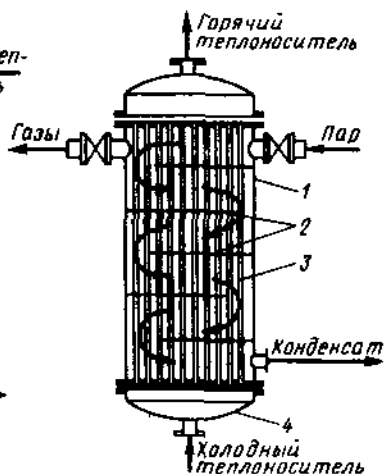


Рис. 14.13. Схема многоходового теплообменника (по межтрубному пространству):
1 — корпус; 2 — греющая труба; 3 — перегородки; 4 — днище

няют конструкции теплообменников, в которых предусмотрена компенсация температурных удлинений.

Простейшее устройство для компенсации температурных удлинений — линзовый компенсатор (рис. 14.14,а), который устанавливается в корпусе теплообменника и компенсирует температурные деформации осевым сжатием или расширением.

Теплообменники с U-образными греющими трубами (рис.

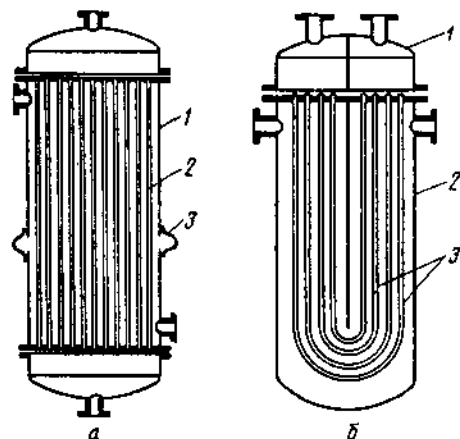


Рис. 14.14. Устройство теплообменников с компенсацией температурных напряжений:
а — с линзовым компенсатором: 1 — корпус; 2 — греющая труба; 3 — линзовый компенсатор; б — с U-образными греющими трубами: 1 — крышка; 2 — корпус; 3 — U-образные греющие трубы

14.14,б) имеют одну трубную решетку, в которой закреплены оба конца U-образных труб. Каждая труба при нагревании может удлиняться независимо от других, тем самым компенсируя температурные напряжения.

Кожухотрубные теплообменники используют для теплообмена между конденсирующимся паром и жидкостью. Жидкость пропускается по трубам, а пар — в межтрубном пространстве.

Преимущества кожухотрубных теплообменников заключаются в компактности, невысоком расходе металла, легкости очистки труб изнутри (за исключением теплообменника с U-образными трубами).

Недостатки этих теплообменников: сложность достижения высоких скоростей теплоносителей, за исключением многоходовых теплообменников; трудность очистки межтрубного пространства и малая доступность его для осмотра и ремонта; сложность изготовления из материалов, не поддающихся развальцовке и сварке, например из чугуна и ферросилида.

Теплообменники типа «труба в трубе» состоят из ряда наружных труб большего диаметра и расположенных внутри их труб меньшего диаметра (рис. 14.15). Внутренние и внешние трубы элементов соединены друг с другом последовательно с помощью колен и патрубков. Один из теплоносителей — *I* — движется по внутренней трубе, а другой — *II* — по кольцевому каналу, образованному внутренней и внешней трубами. Теплообмен осуществляется через стенку внутренней трубы.

В этих теплообменниках достигаются высокие скорости теплоносителей как в трубах, так и в межтрубном пространстве. При необходимости создания больших площадей поверхностей тепло-

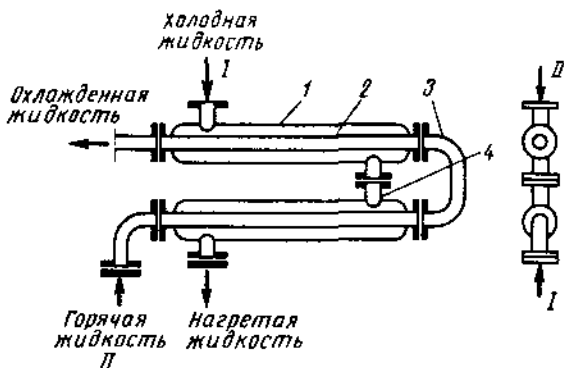


Рис. 14.15. Теплообменник типа «труба в трубе»: 1 — наружная труба; 2 — внутренняя труба; 3 — колено; 4 — патрубок; *I*, *II* — теплоносители

передачи теплообменник составляют из нескольких секций, получая батарею.

Преимущества теплообменников типа «труба в трубе»: высокий коэффициент теплопередачи вследствие большой скорости обоих теплоносителей, простота изготовления.

Недостатки этих теплообменников заключаются в громоздкости, высокой металлоемкости, трудности очистки межтрубного пространства.

Теплообменники типа «труба в трубе» применяют при небольших расходах теплоносителей для теплообмена между двумя жидкостями и между жидкостью и конденсирующимся паром.

Погружные змеевиковые теплообменники представляют собой трубу, согнутую в виде змеевика и погруженную в аппарат с жидкой средой (рис. 14.16). Теплоноситель движется внутри змеевика. Змеевиковые теплообменники изготовляют с плоским змеевиком или со змеевиком, согнутым по винтовой линии.

Преимущество змеевиковых теплообменников — простота изготовления. В то же время такие теплообменники громоздки и трудно поддаются очистке. Погружные теплообменники применяют для охлаждения и нагрева конденсата, а также для конденсации паров.

Оросительные теплообменники используют для охлаждения жидкостей, газов и конденсации паров. Состоят они (рис. 14.17) из нескольких расположенных одна над другой труб, соединенных коленами. По трубам протекает охлаждаемый теплоноситель. Охлаждающая вода поступает в распределительный желоб с зубчатыми краями, из которого равномерно перетекает в верхнюю трубу теплообменника и на расположенные ниже трубы.

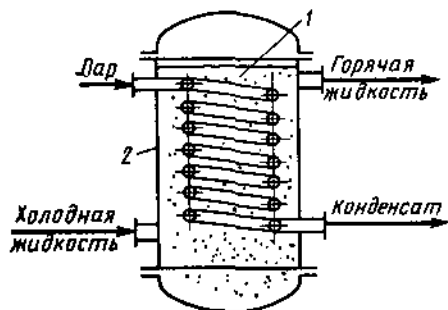


Рис. 14.16. Погружной змеевиковый теплообменник:

1 — змеевик; 2 — корпус

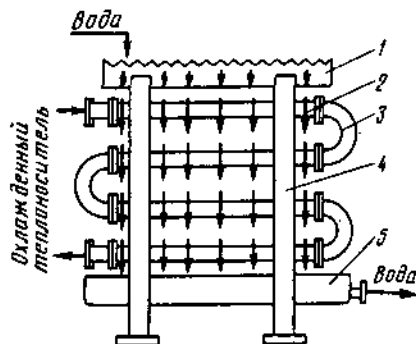


Рис. 14.17. Оросительный теплообменник:

1 — распределительный желоб; 2 — труба; 3 — колено; 4 — стойка; 5 — сборный желоб

Рис. 14.18. Спиральный теплообменник:
1 — крышка; 2 — перегородка; 3, 4 — металличе-
ческие листы

Часть охлаждающей воды испаряется с поверхности труб. Под нижней трубой находится желоб для сбора воды. Коэффициент теплопередачи в таких теплообменниках невелик.

Оросительные теплообменники просты по устройству, но металлоемки. Обычно их устанавливают на открытом воздухе.

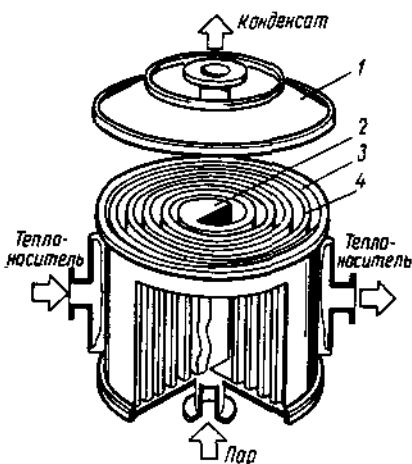
Спиральные теплообменники состоят из двух спиральных каналов прямоугольного сечения, образованных металлическими листами (рис. 14.18). Внутренние концы спиралей соединены перегородкой. С торцов каналы закрыты крышками и уплотнены прокладками. У наружных концов каналов предусмотрены патрубки для входа и выхода теплоносителей, два других патрубка приварены к плоским боковым крышкам.

Такие теплообменники используют для теплообмена между жидкостями и газами. Эти теплообменники не забиваются твердыми частицами, взвешенными в теплоносителях, поэтому их применяют для теплообмена между жидкостями со взвешенными частицами, например для охлаждения бражки на спиртоперегонных заводах.

Спиральные теплообменники компактны, позволяют проводить процесс теплопередачи при высоких скоростях теплоносителей с высокими коэффициентами теплопередачи; гидравлическое сопротивление спиральных теплообменников ниже сопротивления многоходовых аппаратов при тех же скоростях теплоносителей.

Недостаток спиральных теплообменников — сложность изготовления, ремонта и очистки.

Пластинчатые теплообменники (рис. 14.19,а) монтируют на раме, состоящей из верхнего и нижнего несущих брусьев, которые соединяют стойку с неподвижной плитой. По направляющим стяжным шпилькам перемещается подвижная плита. Между подвижной и неподвижной плитами располагается пакет стальных штампованных гофрированных пластин, в которых имеются каналы для прохода теплоносителей. Уплотнение пластин достигается с помощью заглубленных прокладок, которые могут выдерживать высокие рабочие давления. Теплоносители к каналам,



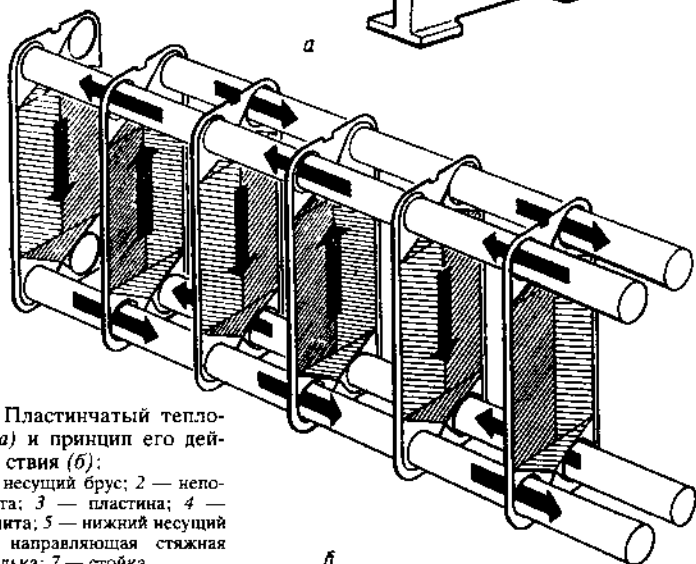
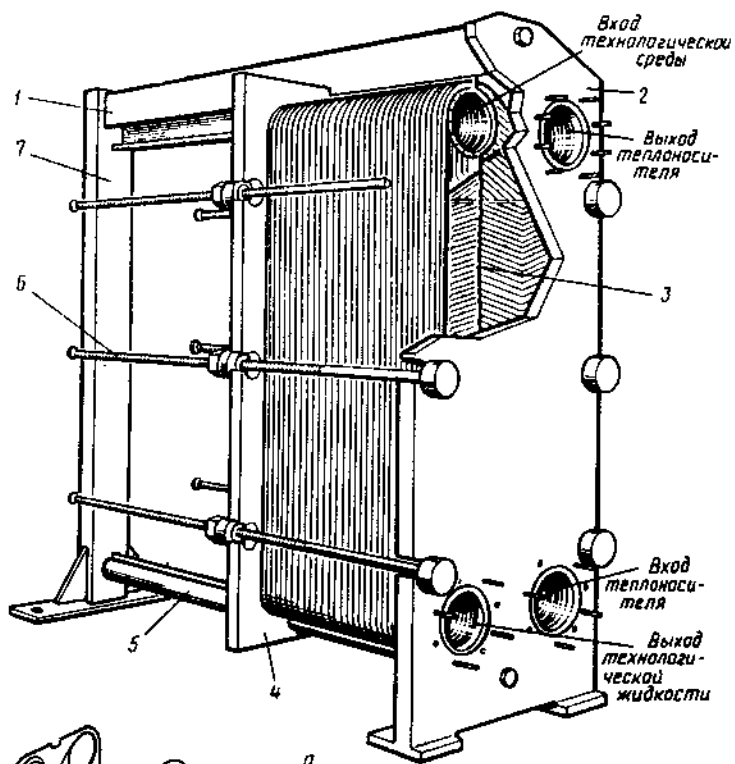


Рис. 14.19. Пластинчатый теплообменник (а) и принцип его действия (б):

1 — верхний несущий брус; 2 — неподвижная плита; 3 — пластина; 4 — подвижная плита; 5 — нижний несущий брус; 6 — направляющая стяжная шпилька; 7 — стойка

образованным пластинами, проходят по чередующимся каналам сквозь разделенные прокладками отверстия.

Принцип действия пластинчатого теплообменника показан на рис. 14.19,б. Как видно из этой схемы, теплообмен происходит в противотоке, причем каждый теплоноситель движется вдоль одной стороны пластины.

Разновидность описанного пластинчатого теплообменника — коробчатый конденсатор, который представляет собой пластинчатый теплообменник, помещенный в коробчатый паросборник (рис. 14.20). Пакет пластин лежит на боку, а верхние кромки чередующихся пластин не имеют прокладок, чтобы обеспечить вход пара, который конденсируется охладителем, протекающим по «слоистой» системе закрытых каналов.

Пластинчатые теплообменники используют в качестве нагревателей, холодильников, а также комбинированных теплообменников для пастеризации (например, молока) и стерилизации (мелассы). Эти теплообменники можно собирать в виде многоступенчатых агрегатов.

Пластинчатые теплообменники компактны, обладают большой площадью поверхности теплопередачи, что достигается гофрированием пластин.

Значительная эффективность обусловлена большой величиной отношения площади поверхности теплопередачи к объему теплообменника. Это достигается благодаря высоким скоростям теплоносителей, а также турбулизации потоков гофрированными поверхностями пластин и низкому термическому сопротивлению стенок пластин.

Эти теплообменники изготовляют в виде модулей, из которых может быть собран теплообменник с площадью поверхности теплопередачи, необходимой для осуществления технологического процесса.

К недостаткам относятся сложность изготовления, возможность забивания поверхностей пластин взвешенными в жидкости твердыми частицами.

Теплообменники с ребристыми поверхностями теплопередачи позволяют увеличить площадь поверхности теплопередачи со стороны теплоносителя с низким коэффициентом теплоотдачи.

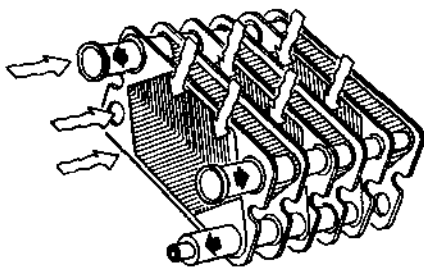


Рис. 14.20. Принцип действия коробчатого конденсатора

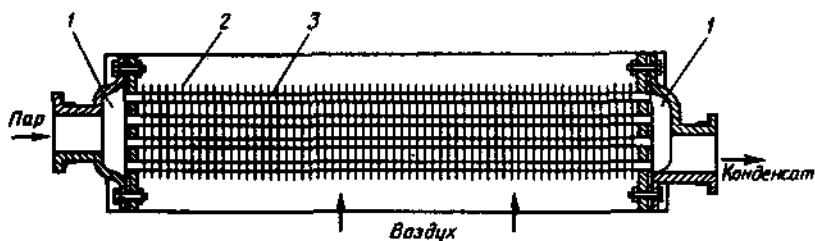


Рис. 14.21. Секция калорифера:
1 — коробка; 2 — ребро; 3 — труба

Для оребрения поверхности используют стальные круглые или прямоугольные шайбы, которые приваривают в основном к трубам. В трубчатых теплообменниках применяют поперечные или продольные ребра.

Примером оребренного теплообменника может служить калорифер, используемый для нагрева воздуха греющим водяным паром. На рис. 14.21 показана секция парового калорифера. Пар поступает в трубы, где конденсируется, отдавая теплоту воздуху, который омывает пластины калорифера. Коэффициент теплоотдачи со стороны насыщенного водяного пара к стенке трубы $\alpha_1 = 12\ 000$ Вт/(м²·К), а от стенки к воздуху $\alpha_2 = 12 \dots 50$ Вт/(м²·К). Оребрение внешней поверхности труб значительно увеличивает количество теплоты, переданной от пара к воздуху.

В теплообменных аппаратах с рубашками (автоклавах) передача теплоты от теплоносителя к стенкам аппарата происходит при омывании внешних стенок корпуса теплоносителем. На рис. 14.22 представлен аппарат с рубашкой, которая

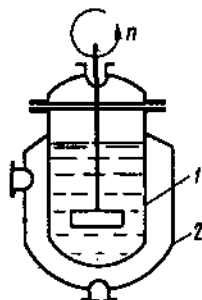


Рис. 14.22. Аппарат с рубашкой:
1 — корпус; 2 — рубашка

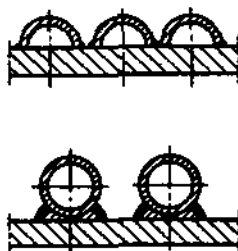


Рис. 14.23. Варианты приварных змеевиков

приварена к стенкам аппарата. В пространстве между рубашкой и корпусом циркулирует теплоноситель, который обогревает среду, находящуюся в аппарате. Иногда вместо сплошной рубашки к корпусу аппарата приваривают змеевик. На рис. 14.23 показаны варианты приваренных к корпусу аппарата змеевиков.

Регенеративные теплообменники состоят из двух секций, в одной из которых теплота передается от теплоносителя промежуточному материалу, в другой — от промежуточного материала технологическому газу. Примером регенеративной теплообменной установки является установка непрерывного действия с циркулирующим зернистым материалом (рис. 14.24), который выполняет функцию переносчика теплоты от горячих топочных газов к холодным технологическим. Установка состоит из двух теплообменников, каждый из которых представляет собой шахту с движущимся сверху вниз сплошным потоком зернистого материала. В нижней части каждого теплообменника имеется газораспределительное устройство для

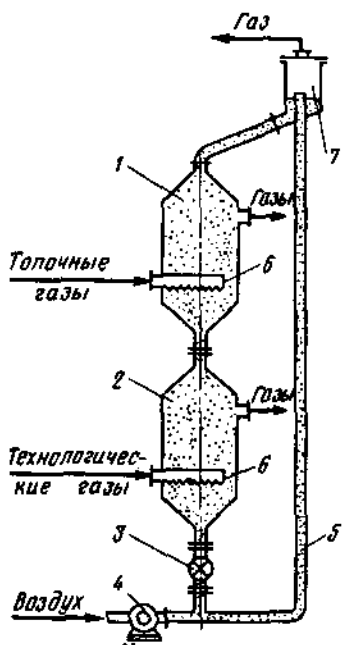


Рис. 14.24. Установка с циркулирующим зернистым материалом:
1, 2 — теплообменники; 3 — шиловый затвор;
4 — газодувка; 5 — пневмотранспортная линия;
6 — распределитель газа; 7 — сепаратор

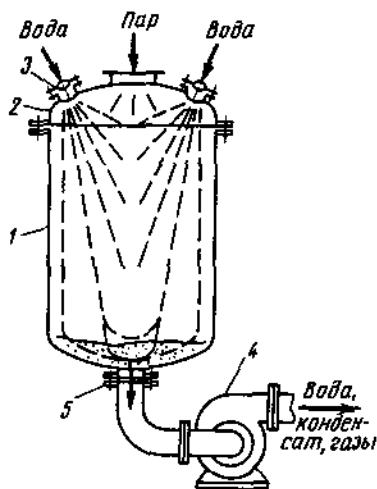


Рис. 14.25. Прямоточный конденсатор:
1 — корпус; 2 — крышка; 3 — распыляющее сопло; 4 — микровоздушный насос; 5 — штуцер

равномерного распределения газового потока по сечению теплообменника. Выгрузка зернистого материала из теплообменника происходит непрерывно с помощью шлюзового затвора. Охлажденный зернистый материал из второго теплообменника поступает в пневмотранспортную линию, по которой воздухом подается в бункер — сепаратор, где частицы осаждаются и вновь поступают в первый теплообменник.

Смесительные теплообменники бывают мокрого и сухого типов. Теплота в них передается от одного теплоносителя к другому при их смешении.

Мокрый прямоточный конденсатор (рис. 14.25) предназначен для конденсации пара водой. Охлаждающая вода вводится в конденсатор через сопла. Распыление воды значительно увеличивает площадь поверхности теплообмена между паром и водой. При взаимодействии капелек воды с паром пар конденсируется. Конденсат, вода и несконденсировавшиеся газы откачиваются из конденсатора мокровоздушным насосом.

Тепловой баланс процесса выражается уравнением

$$Di + Wc_{в.н}t_{в.н} = (D + W)c_{п.к}t_{п.к},$$

откуда

$$W = \frac{D(i - c_{п.к}t_{п.к})}{c_{в}(t_{в.к} - t_{в.н})} \quad (14.33)$$

где D — массовый расход конденсирующегося пара, кг/ч; i — энтальпия конденсирующегося пара, кДж/кг; W — массовый расход охлаждающей воды, кг/ч; $c_{в}$ — теплоемкость воды, кДж/(кг·К); $t_{в.н}$ и $t_{в.к}$ — соответственно начальная и конечная температуры воды, °С.

Считают, что 1 кг воды содержит 0,000025 кг воздуха и на 1 кг конденсирующегося пара приходится в среднем 0,01 кг воздуха, проникающего в конденсатор через неплотности.

Массовый расход воздуха (в кг/ч), отсасываемого из конденсатора смешения,

$$G_{в} = 25 \cdot 10^6(D + W) + 0,01D, \quad (14.34)$$

а его объем (в м³) определяют по уравнению состояния:

$$V_{в} = 288G_{в}(273 + t_{в})/p_{в}, \quad (14.35)$$

где 288 — газовая постоянная воздуха, Дж/(кг·К); $t_{в}$ — температура отсасываемого из конденсатора воздуха, °С; $p_{в} = p - p_{п}$ — парциальное давление воздуха в конденсаторе, Н/м² (здесь $p_{п}$ — парциальное давление пара в отсасываемом воздухе, которое принимается равным давлению насыщенного пара при температуре $t_{в}$).

Температуру воздуха принимают равной температуре охлаждающей воды на выходе из конденсатора: $t_{в.к.} = t_{в.к.}$

В противоточном сухом конденсаторе смешения (рис. 14.26) взаимодействие пара и охлаждающей воды происходит в противотоке. Охлаждающая вода поступает на верхнюю перфорированную тарелку конденсатора, а пар — под нижнюю тарелку. Вода протекает с тарелки на тарелку в виде тонких струй через отверстия и борта. Взаимодействие пара с жидкостью происходит в межтарельчатом объеме конденсатора. Образовавшийся в результате конденсации пара конденсат вместе с водой выводится через барометрическую трубу, конец которой опущен в колодец, а воздух отсасывается через ловушку вакуум-насосом. В связи с этим такие конденсаторы иногда называют барометрическими.

Процесс конденсации в барометрических конденсаторах протекает под вакуумом. Обычно абсолютное давление в них составляет 0,01...0,02 МПа.

Для уравнивания разности давлений в барометрическом конденсаторе и атмосферного служит столб жидкости, находящейся в барометрической трубе.

Высота (в м) барометрической трубы

$$H_{тр} = h_3 + h_d + 0,5, \quad (14.36)$$

где h_3 — высота столба жидкости, уравнивающей разность давлений в конденсаторе и атмосферного, м; $h_d = 103,3 B$ (здесь B — разрежение в конденсаторе, МПа); h_d — высота столба жидкости, необходимая для создания динамического напора, который обеспечивает движение жидкости в трубе; $h_d = (\nu^2 / 2g)(2,5 + \lambda H_{тр} / d)$. Здесь ν — скорость движения жидкости по трубе, принимается равной 1...2 м/с; λ — коэффициент гидравлического сопротивления;

$d = \sqrt{\frac{0,004(D+W)}{3600 \nu}}$ — диаметр трубы, м; D и W — массовые расходы пара и воды, поступающих в конденсатор, кг/ч; 0,5 — высота, предотвращающая заливание водой штуцера для ввода пара, м.

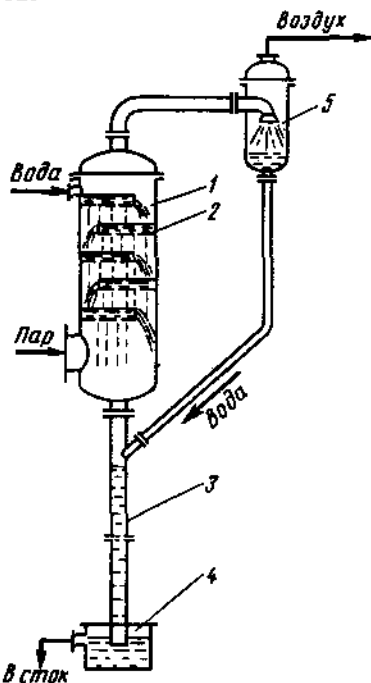


Рис. 14.26. Барометрический конденсатор: 1 — корпус; 2 — тарелка; 3 — барометрическая труба; 4 — колодец; 5 — ловушка

Размеры барометрического конденсатора зависят от диаметра барометрической трубы и определяются по соответствующим справочным материалам.

Для выбора вакуум-насоса необходимо знать количество воздуха, содержащегося в паре и воде, количество воздуха, подсосываемого в конденсатор и коммуникации через неплотности уплотнений.

Расход воздуха рассчитывают по уравнениям (14.34) и (14.35).

Температура воздуха

$$t_{в} = t_{в.н} + 0,1(t_{в.к} - t_{в.н}) + 4.$$

14.7. ПОДБОР ТЕПЛООБМЕННИКОВ

При выборе конструкции теплообменного аппарата следует исходить из следующего: аппарат должен соответствовать технологическому процессу, быть высокоэффективным (производительным), экономичным и надежным в работе, иметь низкую металлоемкость; материал теплообменника должен быть коррозионностойким в рабочих средах.

Высокие значения коэффициентов теплопередачи достигаются, когда теплоносители движутся через теплообменник с большими скоростями. Для достижения высокого коэффициента теплопередачи поверхность теплообмена должна быть чистой. При увеличении скорости одного из теплоносителей коэффициент теплопередачи заметно повышается лишь в том случае, если коэффициент теплоотдачи со стороны другого теплоносителя достаточно высок, а термические сопротивления стенки и загрязнений невелики. Так, если коэффициент теплоотдачи в межтрубном пространстве значительно ниже, чем в трубах, то возрастание скорости теплоносителя в трубах почти не влияет на величину коэффициента теплопередачи; в этом случае следует увеличить коэффициент теплоотдачи в межтрубном пространстве, например путем установки в нем перегородок.

При решении вопроса о том, какой из теплоносителей пропускать по трубам, какой — с наружной стороны труб, надо придерживаться следующих правил:

для достижения большего коэффициента теплопередачи теплоноситель с меньшим коэффициентом теплоотдачи следует пропускать по трубам;

теплоноситель, оказывающий коррозионное действие на аппаратуру, целесообразно пропускать по трубам, так как в этом случае применение антикоррозийного материала необходимо только для труб, решеток и камер, кожух не может быть сделан из обычного материала;

для уменьшения потерь теплоты теплоноситель с высокой температурой целесообразно пропускать по трубам;

теплоноситель, из которого выделяются осадки, рекомендуется пропускать с той стороны поверхности теплообмена, которую легче очищать;

теплоноситель с высоким давлением следует направлять в трубное пространство, чтобы корпус теплообменника не находился под давлением.

Конструкцию теплообменника выбирают на основании технико-экономического расчета. При этом сопоставляют капитальные затраты на изготовление и годовые эксплуатационные расходы. В ряде случаев идут на увеличение капитальных затрат, если они быстро окупаются за счет экономии эксплуатационных затрат.

Когда проектируют теплообменник для технологического процесса, задача расчета заключается в определении площади его теплообменной поверхности и габаритных размеров аппарата.

Расчет начинают с составления теплового баланса теплообменника, из которого определяют количество переданной теплоты. Например, тепловой баланс для нагрева теплоносителя от температуры t_n до температуры t_k насыщенным водяным паром (рис. 14.27) запишется так:

$$Gct_n + Di'' = Gct_k + Di' + Q_n;$$

$$Q = Gc(t_k - t_n) + Q_n = D(i'' - i') + Q_n.$$

Расход греющего пара $D = Q / (i'' - i')$.

Коэффициент теплопередачи определяют по формуле (13.47), а входящие в эту формулу коэффициенты теплоотдачи α_1 и α_2 — по соответствующим критериальным уравнениям (см. главу 13).

Среднюю движущую силу рассчитывают по формулам (13.53) и (13.54).

Площадь поверхности теплопередачи определяют по основному уравнению теплопередачи (13.3).

Количество труб в теплообменнике $n = 4F / (\pi d_n^2 l)$, где d_n — внешний диаметр труб, м; l — длина труб, м. Если количество труб вычисляют по массовому расходу и скорости теплоносителя в трубах, то по этому уравнению рассчитывают длину труб.

Трубки в трубной решетке кожухотрубного теплообменника размещаются в шахматном порядке либо по концентрическим окружностям.

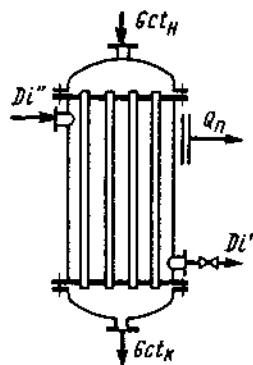


Рис. 14.27. К составлению материального баланса

Диаметр кожухотрубного теплообменника определяют по уравнению (14.30).

Гидравлическое сопротивление теплообменника (в Н/м² или Па) находят по формуле Дарси — Вейсбаха

$$\Delta p = (\lambda/l + \sum \xi) v^2 \rho / 2,$$

где λ — коэффициент трения; l — длина трубы, м; d — диаметр трубы, м; $\sum \xi$ — сумма коэффициентов местных сопротивлений; v — скорость среды, м/с; ρ — плотность среды, кг/м³.

Значения коэффициентов местных сопротивлений приведены ниже.

Участок теплообменника	
Входная или выходная камера (удар и поворот)	1,5
Поворот (180°) между ходами или секциями	2,5
Вход в трубы и выход из них	1
Вход в межтрубное пространство и выход из него	1,5
Поворот в U-образных трубах	0,5
Поворот (180°) через перегородку в межтрубном пространстве	1,5
Поворот (180°) через калач	2
Поперечное движение в межтрубном пространстве (i — количество рядов труб)	$3i/Re^{0,2}$
Круглые змеевики (n — количество витков)	$0,5 n$

Для выяснения пригодности имеющегося теплообменника для определенного технологического процесса проводят поверочный расчет. Исходными данными для него являются известная площадь поверхности теплообмена F , габаритные размеры, заданная по технологическим условиям тепловая нагрузка Q , температурные условия, скорости движения и физические параметры теплоносителей. Расчет включает определение термического сопротивления при фактических условиях теплообмена и заданной тепловой нагрузке; требующейся средней разности температур $\Delta t_{\text{тр}}$; располагаемой средней разности температур Δt_p ; запаса производительности аппарата.

Среднюю разность температур (движущая сила) определяют по заданной тепловой нагрузке и площади поверхности теплопередачи: $\Delta t_{\text{тр}} = Q/(KF)$.

Располагаемую среднюю разность температур находят по формуле (10.53), исходя из значений температур теплоносителей, определяемых по технологическим требованиям.

Отношение располагаемой средней разности температур к требующейся называется коэффициентом запаса производительности теплообменника: $x = \Delta t_p / \Delta t_{\text{тр}}$.

Требуемую среднюю разность температур обычно находят для среднеэксплуатационных условий работы теплообменника с учетом коэффициента использования поверхности теплопередачи.

Контрольные вопросы и задания. 1. Какие методы нагревания применяют в пищевых производствах? Дайте их краткую характеристику. 2. Из какого уравнения определяют расход теплоносителя для нагревания? 3. Какие способы нагревания насыщенным водяным паром применяют в пищевых производствах? Когда можно применять нагревание острым паром? Как определить расход греющего пара? 4. В каких случаях применяют нагревание топочными газами? Какие недостатки присущи нагреванию топочными газами? 5. Какие способы нагревания электрическим током используют в пищевых производствах? Дайте краткую характеристику этим способам нагревания. 6. Для каких целей применяют испарение в пищевой технологии? Как определить расход теплоты на испарение? 7. Какие хладагенты используют для охлаждения газов, паров и жидкостей? Как вычислить расход охлаждающей воды? 8. При каких условиях происходит конденсация паров и газов? Перечислите виды конденсации. 9. В каких аппаратах осуществляется поверхностная конденсация? От чего зависит расход охлаждающей воды? 10. Чем различаются мокрые и сухие конденсаторы? 11. На каком термодинамическом цикле основана работа парокompрессионных холодильных машин? 12. Какой цикл компрессора термодинамически более выгоден (сухой или влажный)? 13. Как увеличить холодильный коэффициент парокompрессионной холодильной машины? 14. Чем газокompрессионные холодильные машины отличаются от парокompрессионных? 15. Назовите принципы работы абсорбционной холодильной машины. 16. В каких случаях применяют холодильные растворы, например хлорид натрия? 17. Как классифицируются теплообменники по принципу действия? 18. На какие типы делятся рекуперативные теплообменники в зависимости от конструкции? 19. Как устроен одноходовой кожухотрубный теплообменник? 20. За счет чего достигается интенсификация в многоходовых кожухотрубных теплообменниках? 21. Какие преимущества и недостатки присущи кожухотрубным теплообменникам? 22. Какой из теплоносителей пропускают по трубам, а какой — в межтрубном пространстве? 23. В каких случаях применяют теплообменники типа «труба в трубе»? Какие преимущества и недостатки присущи этим теплообменникам? 24. Как устроен спиральный теплообменник? Какими преимуществами и недостатками он обладает? 25. Как устроен пластинчатый теплообменник? Какие преимущества и недостатки присущи пластинчатым теплообменникам? 26. В каких случаях применяют теплообменники с ребристыми поверхностями теплообмена? 27. Приведите примеры регенеративных теплообменников. 28. Какие теплообменники по принципу действия относятся к смешительным? 29. Как устроен и работает мокрый прямоточный конденсатор? От чего зависят расход охлаждающей воды и объем воздуха, отсасываемого из конденсатора? 30. Как устроен и работает противоточный сухой конденсатор смешения? 31. От каких величин зависит высота барометрической трубы? В чем ее назначение? 32. Из чего исходят при выборе конструкции теплообменных аппаратов? 33. В чем заключается конструктивный расчет теплообменника? 34. Чем различаются конструктивный и поверочный расчеты теплообменников?

Задача 14.1. Определять теоретическую мощность, затрачиваемую холодильной установкой, работающей по циклу Карно и отводящей 18 500 Дж/с при температуре кипения, равной -18°C . Температура конденсации 14°C .

Холодильный коэффициент установки

$$\varepsilon = \frac{T_0}{T - T_0} = \frac{273 - 18}{(273 + 14) - (273 - 18)} = 7,97.$$

Теоретическая мощность

$$N_{\tau} = \frac{L}{1000} = \frac{Q_0}{\varepsilon \cdot 10^3} = \frac{18500}{7,97 \cdot 10^3} = 2,32 \text{ кВт}.$$

Задача 14.2. Определить минимальную теоретическую мощность компрессора, работающего по циклу Карно, аммиачной холодильной установки и массовый расход воды в конденсаторе при выработке 500 кг льда в 1 ч из воды, имеющей температуру 0 °С. Аммиак кипит при температуре -7 °С, а конденсируется при 21 °С. Вода в конденсаторе нагревается от 12 до 16 °С.

Находим теплоту, выделяющуюся при замерзании воды,

$$Q_0 = \frac{500 \cdot 339,1 \cdot 1000}{3600} = 47100 \text{ Вт},$$

где 339,1 Дж/кг — удельная теплота замерзания воды.

Мощность компрессора без учета работы изотропического расширения

$$N_c = \frac{L}{1000} = \frac{Q_0}{\varepsilon \cdot 10^3} = \frac{T - T_0}{T \cdot 10^3} Q_0 = \frac{294 - 266}{266 \cdot 10^3} = 4,958 \text{ кВт}.$$

Расход теплоты, отводимой водой в конденсаторе,

$$Q = Q_0 + L = 47100 + 4958 = 52058 \text{ Вт}.$$

Массовый расход воды в конденсаторе

$$G_A = \frac{52058}{(16 - 12)4,187 \cdot 1000} = 3,108 \text{ кг/с}.$$

Задача 14.3. Определить площадь поверхности одноходового теплообменника, количество труб и их длину для нагревания 10%-ного этилового спирта при массовом расходе 9 т/ч от 20 до 45 °С водой, протекающей в межтрубном пространстве, которая охлаждается от 80 до 45 °С. Скорость движения этилового спирта в трубах 0,5 м/с. Диаметр труб 25 × 2,5 мм. Коэффициент теплоотдачи от воды к стенкам труб $\alpha_1 = 800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; термическое тепловое сопротивление загрязнений стенок с обеих сторон 0,00067 м²·к/Вт; средняя температура поверхности стенок со стороны спирта 43 °С.

Количество труб в теплообменнике из массового расхода спирта

$$n = \frac{M}{f v_\rho} = \frac{9000}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,02^2 \cdot 0,5 \cdot 980} = 16,24,$$

где $f = 0,785 d_{\text{вн}}^2$ — площадь поперечного сечения трубы; $\rho = 980 \text{ кг/м}^3$ — плотность спирта.

Принимаем 16 труб.

Количество переданной теплоты

$$Q = \frac{M}{3600} c_p (t_k - t_n) = \frac{9000}{3600} 3078 (45 - 20) = 192400 \text{ Вт},$$

где $c_p = 3078 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ — теплоемкость спирта при средней температуре $(45 + 20)/2 = 32,5 \text{ °С}$.

Критерий Рейнольдса для спирта $Re = v d \rho / \mu = 0,5 \cdot 0,02 \cdot 980 (2,1 \cdot 10^{-3}) = 4666,5$ (здесь $\mu = 2,1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ — вязкость раствора спирта при 32,5 °С).

Для расчета коэффициента теплоотдачи используем уравнение (13.35):

$$Nu = 0,021 \cdot 4666,5^{0,8} \cdot 12,43^{0,43} = 53,45;$$

$$Pr = c_p \mu / \lambda = 3078 \cdot 2,1 \cdot 10^{-3} / 0,52 = 12,43;$$

$$\alpha_2 = Nu \lambda / d = 53,45 \cdot 0,52 / 0,02 = 1390 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи

$$k = \frac{1}{1/\alpha_1 + \delta/\lambda_{\text{ст}} + \Sigma_s + 1/\alpha_2} = \frac{1}{1/800 + 0,0025/46,5 + 1/1500 + 1/1390} = 372 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где $\lambda_{ст} = 46,5 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$ — теплопроводность стенки.

Средняя разность температур теплоносителей

$$\Delta t_{cp} = \frac{(80-45)-(45-20)}{2,31\lg[(80-45)/(45-20)]} = 29,76 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Площадь поверхности теплообмена $F = Q/(k\Delta t_{cp}) = 192400/(372 \cdot 29,76) = 17,38 \text{ м}^2$.

Длину труб вычисляем по уравнению (14.33) $l = 17,38/(16 \cdot 3,14 \cdot 0,0225) = 15,38 \text{ м}$. Для обеспечения такой длины труб соединяют последовательно 4 теплообменника с длиной труб 4 м.

Запас площади поверхности теплообмена $\varphi = (4 \cdot 4 - 15,36)/15,36 = 0,0416$, или 4,16%.

Задача 14.4. Определить площадь поверхности теплопередачи и длину труб спирального теплообменника для подогрева 5 т/ч 10%-ного раствора NaOH от температуры $t_{н,р} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ до температуры $t_{к,р} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$ конденсатом водяного пара в количестве $D = 4 \text{ т/ч}$. Начальная температура конденсата $t_c = 104 \text{ }^\circ\text{C}$.

Расход теплоты на нагревание $Q = 5000/3600 \cdot 3860(80-20) = 321667 \text{ Вт}$ [где 3860 Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость раствора].

Конечная температура конденсата определяется из уравнения $Q = D/3600 \cdot c_k \times (104 - t_k)$; $321667 = 4000/3600 \cdot 4190(104 - t_k)$, откуда $t_k = 34,9 \text{ }^\circ\text{C}$.

Среднюю движущую силу находят по формуле (13.53)

$$\Delta t_{cp} = \frac{14,9 + 24}{2} = 19,45 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Средняя температура раствора $t_{cp,р} = (20 + 80)/2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$.

Средняя температура конденсата $t_{cp,к} = (104 + 34,9)/2 = 69,45 \text{ }^\circ\text{C}$.

Определяем площадь поперечного сечения каналов (принимая массовую скорость конденсата $M_k = 1000 \text{ кг/(м}^2\cdot\text{с)}$)

$$S_1 = \frac{4000}{3600 \cdot 1000} = 0,0011 \text{ м}^2.$$

Полагая ширину каналов $b = 6 \text{ мм}$, находим ширину спирали $B = S_1/b = 0,0011/0,006 = 0,185 \text{ м}$. Примем рабочую ширину спирали $B = 0,2 \text{ м}$.

Уточняем размер площади поперечного сечения каналов и массовую скорость конденсата: $S_1 = 0,2 \cdot 0,006 = 0,0012 \text{ м}^2$; $M_k = 4000/(3600 \cdot 0,0012) = 926 \text{ кг/(м}^2\cdot\text{с)}$.

Эквивалентный диаметр канала $d_{эк} = 4S/(2B) = 4Bb/(2B) = 2b = 2 \cdot 0,006 = 0,012 \text{ м}$.

Для расчета коэффициента теплоотдачи со стороны конденсата водяного пара стенке и от стенки раствору воспользуемся формулой (13.35). Конденсат при $t_{cp} = 69,45 \text{ }^\circ\text{C}$ имеет следующие свойства: $\lambda_c = 0,667 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$; $c_k = 4190 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$; $\mu_k = 0,42 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Тогда

$$Re = 926 \cdot 0,012 / (0,42 \cdot 10^{-3}) = 26457;$$

$$Pr = 0,42 \cdot 10^{-3} \cdot 4190 / 0,667 = 2,638;$$

$$Nu = 0,021 \cdot 26457^{0,8} \cdot 2,638^{0,43} = 110;$$

$$\alpha_1 = 110 \cdot 0,667 / 0,012 = 6112 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}.$$

Определяем критерии подобия для раствора [$\lambda_p = 0,58 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$; $\mu = 1,35 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ при $50 \text{ }^\circ\text{C}$]:

$$Re = 1157,4 \cdot 0,012 / (1,35 \cdot 10^{-3}) = 10288;$$

$$Pr = 1,35 \cdot 10^{-3} \cdot 3860 / 0,58 = 8,98;$$

$$\alpha_2 = 87,5 \cdot 0,58 / 0,012 = 4229 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}.$$

При толщине стальной стенки канала $\delta = 5 \text{ мм}$ при ее теплопроводности $\lambda_{ст} = 45,6 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$ и тепловых сопротивлениях загрязнений со стороны конденсата

$r_{\lambda, \kappa} = 0,00008 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$ и со стороны раствора $r_{\lambda, \rho} = 0,00029 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$ коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{1/6112 + 0,00008 + 1/45,6 + 0,00029 + 1/4229} = 1280 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Площадь поверхности теплопередачи $F = 321667 / (1280 - 19,45) = 12,9 \text{ м}^2$.
Рабочая длина спирали $L = F / (2B) = 12,9 / (2 \cdot 0,2) = 32,3 \text{ м}$.

Глава 15

ВЫПАРИВАНИЕ

15.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Выпаривание — процесс концентрирования растворов твердых нелетучих или малолетучих веществ путем испарения летучего растворителя и отвода образовавшихся паров.

В промышленности выпаривание обычно проводят при кипении раствора.

При выпаривании растворов твердых веществ в ряде пищевых производств достигают насыщения раствора; при дальнейшем удалении растворителя из такого раствора происходит кристаллизация, в результате которой выделяется растворенное вещество.

Выпаривание применяют для повышения концентрации разбавленных растворов или выделения из них растворенного вещества путем кристаллизации.

Процесс выпаривания широко используют в сахарном и консервно-производствах при концентрировании сахарных и томатных соков, молока и др.

В пищевой технологии выпаривают, как правило, водные растворы.

Выпаривание проводят в выпарных аппаратах. Процесс выпаривания может проводиться непрерывно и периодически. Аппараты периодического действия используют в основном в производствах малого масштаба.

В крупнотоннажных производствах применяют непрерывнодействующие выпарные установки, площадь поверхности нагрева которых достигает 6000...10 000 м². При таких поверхностях нагрева решающим фактором, который определяет экономичность установки, является расход греющего пара и воды.

Выпаривание осуществляют как под вакуумом, так и при атмосферном и избыточном давлениях.

При выпаривании под вакуумом в аппарате создается вакуум путем конденсации вторичного (сокового) пара в специальном конденсаторе и отсасывания из него неконденсирующихся газов с помощью вакуум-насоса.

Выпаривание под вакуумом позволяет снизить температуру кипения раствора, что особенно важно при выпаривании пищевых растворов, которые особенно чувствительны к высоким температурам. Применение вакуума позволяет увеличить движущую силу теплопередачи и, как следствие, уменьшить площадь поверхности выпарных аппаратов, а следовательно, их материалоемкость.

При выпаривании под атмосферным давлением образующийся вторичный пар сбрасывается в атмосферу. При выпаривании под повышенным давлением вторичный пар может быть использован как нагревающий агент в подогревателях, для отопления теплиц и т. п. Выпаривание под давлением связано с повышением температуры кипения раствора, поэтому применение данного способа в пищевой технологии ограничено свойствами растворов и температурой теплоносителя.

15.2. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ВЫПАРИВАНИЯ

В процессе выпаривания увеличивается концентрация раствора и, как следствие, изменяются его теплофизические свойства.

Рассмотрим некоторые свойства растворов, представляющих особый интерес для расчета, конструирования и эксплуатации выпарных установок.

Температурная депрессия — разность между температурами кипения раствора и растворителя $T_p - T = \Delta t$. Из теории растворов известно, что при одной и той же температуре T давление паров над чистым растворителем p больше, чем давление паров над раствором p_p , и соответственно при одном и том же давлении температура кипения чистого растворителя ниже температуры кипения раствора.

Температурная депрессия зависит от свойств растворенного вещества и растворителя; она повышается с увеличением концентрации раствора и давления. Определяется температурная депрессия экспериментальным путем.

Если известна температурная депрессия при атмосферном давлении Δ_i^a , депрессию при других давлениях можно определить по приведенной формуле Тищенко

$$\Delta_i = 16,2 T^2 / (r \Delta_i^a), \quad (15.1)$$

где T^2 и r — соответственно абсолютная температура кипения (в К) и теплота испарения (в Дж/кг) для воды при данном давлении,

или

$$\Delta_i = K \Delta_i^a,$$

где $K = 16,2 T^2 / r$.

Значения K в зависимости от давления приведены ниже.

Абсолютное давление, кПа	6,0	8,0	10,0	15,0	20,0	30,0
Коэффициент K	0,64	0,665	0,69	0,73	0,76	0,81
Абсолютное давление, кПа	40,0	50,0	60,0	80,0	100	150
Коэффициент K	0,85	0,88	0,91	0,95	1,0	1,07

Теплоемкость растворов — функция температуры и концентрации растворенного вещества. Для большинства растворов теплоемкость не имеет аддитивных свойств и не может быть вычислена по теплоемкости растворенных веществ и растворителей. Отклонение от свойств аддитивности тем больше, чем больше концентрация растворенного вещества.

При выполнении расчетов пользуются опытными данными, которые в виде графиков и таблиц помещены в справочниках физико-химических величин.

Теплота растворения зависит от природы растворяемого вещества и растворителя, а также от концентрации раствора. При растворении твердых веществ во многих случаях разрушается кристаллическая решетка, что связано с необходимостью затраты энергии, при этом наблюдается охлаждение раствора. Если же растворяемое вещество вступает в химическое взаимодействие с растворителем, образуя гидраты, то выделяется теплота. Теплота растворения, таким образом, представляет собой сумму теплот плавления и химического взаимодействия.

Вещества, легко образующие гидраты, имеют положительные теплоты растворения; вещества, не образующие гидратов, имеют отрицательные теплоты растворения в воде.

Интегральной теплотой растворения q называют количество теплоты, поглощающейся или выделяющейся при растворении 1 кг твердого вещества (или раствора, в котором содержится 1 кг твердого вещества) в большом количестве растворителя.

Если известны интегральная теплота растворения q_1 раствора концентрацией x_1 и интегральная теплота растворения q_2 раствора концентрацией x_2 , то на основании закона Гесса (который устанавливает, что тепловой эффект процесса зависит только от начального и конечного состояния системы, но не зависит от пути, по которому протекает процесс) можно записать

$$\Delta q = q_2 - q_1. \quad (15.2)$$

Тепловой эффект положителен при разбавлении раствора от концентрации x_2 до x_1 , отрицателен при повышении концентрации раствора от x_1 до x_2 .

При выпаривании пищевых растворов теплота растворения мала и может не учитываться при расчете выпарных установок.

15.3. СПОСОБЫ ВЫПАРИВАНИЯ

В пищевых производствах применяют однократное выпаривание, которое проводят непрерывным способом или периодически, многократное выпаривание, проводимое непрерывно, и выпаривание с использованием теплового насоса.

Все указанные процессы проводят как под давлением, так и под вакуумом в зависимости от параметров теплоносителя и свойств выпариваемых растворов.

В качестве теплоносителя обычно используют насыщенный водяной пар. В редких случаях используют электрический обогрев, а также нагревание промежуточными теплоносителями (перегретой водой, дифенильной смесью, маслом).

Выпариваемый раствор нагревают в большинстве случаев путем передачи теплоты от теплоносителя через стенку, разделяющую их.

Однократное выпаривание проводят в установке, показанной на рис. 15.1. Такие установки применяют в малотоннажных производствах. Однократное выпаривание можно проводить непрерывно или периодически. Образующийся при выпаривании вторичный пар в этих установках не используется, а конденсируется в конденсаторе.

Основные аппараты установки — выпарной аппарат, подогреватель, барометрический конденсатор и насосы.

Выпарной аппарат состоит из верхней части — сепаратора и нижней — греющей камеры, которая представляет собой кожухотрубный теплообменник. В трубном пространстве находится кипя-

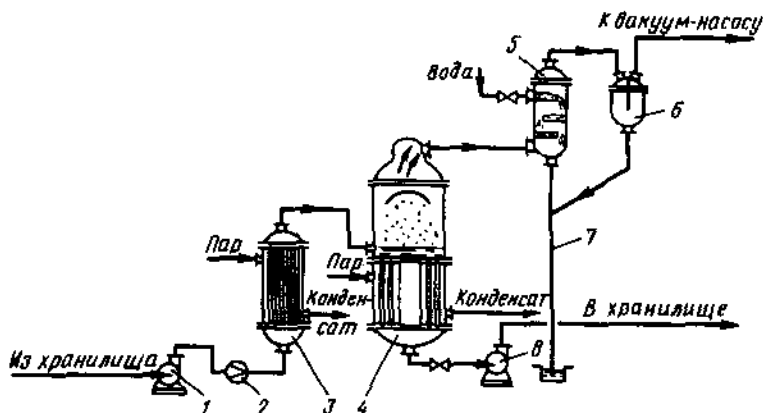


Рис. 15.1. Установка однократного выпаривания непрерывного действия:
1, 8 — насосы; 2 — расходомер; 3 — теплообменник; 4 — выпарной аппарат; 5 — барометрический конденсатор; 6 — ловушка; 7 — барометрическая труба

щий раствор, а в межтрубное подается греющий пар. В сепараторе с отбойниками капельки отделяются от вторичного пара, которые затем конденсируются. Конденсат вместе с охлаждающей водой удаляется через барометрическую трубу в колодец. Концентрированный раствор с заданной концентрацией x_k непрерывно откачивается из нижней части выпарного аппарата в хранилище готового продукта.

Материальный баланс однократного выпаривания (рис. 15.2) выражается двумя уравнениями:

по всему веществу

$$G_n = G_k + W \quad (15.3)$$

и по растворенному твердому веществу

$$G_n x_n = G_k x_k, \quad (15.4)$$

где G_n, G_k — массовые расходы соответственно поступающего раствора и упаренного раствора, кг/ч; W — количество выпариваемой воды, кг/ч; x_n и x_k — соответственно начальная и конечная концентрации раствора, мас. %.

Из сопоставления уравнений (15.3) и (15.4) найдем количество выпаренной воды при изменении концентрации раствора от x_n до x_k или конечную концентрацию раствора, если количество выпаренной воды задано технологическим регламентом:

$$W = G_n (1 - x_n/x_k); \quad (15.5)$$

$$x_k = G_n x_n / (G_n - W). \quad (15.6)$$

Тепловой баланс однократного выпаривания согласно схеме тепловых потоков, показанных на рис. 15.2, выразится уравнением

$$G_n c_n t_n + Di'' = G_k c_k t_k + Wi + Di' + Q_n. \quad (15.7)$$

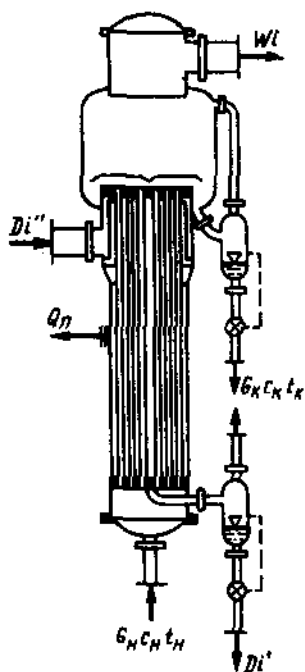


Рис. 15.2. К составлению материального и теплового балансов однократного выпаривания

Заменив в последнем равенстве G_k на $G_k + W$, имеем

$$G_k c_{нн} t_n + W c_{нн} t_n + D i'' = G_k c_{кк} t_k + W i + D i' + Q_n, \quad (15.8)$$

где t_n и t_k — соответственно начальная и конечная температуры раствора, °С; D — массовый расход греющего пара, кг/ч; i, i', i'' — удельные энтальпии соответственно вторичного пара, конденсата и греющего пара, кДж/кг; Q_n — потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Из уравнения (15.8) находят массовый расход греющего пара

$$D = G_k \frac{c_{кк} t_k - c_{нн} t_n}{i'' - i'} + W \frac{i - c_{нн} t_n}{i'' - i'} + \frac{Q_n}{i'' - i'} \quad (15.9)$$

Из равенства (15.9) следует, что расход пара определяется тремя слагаемыми правой части: расходом пара на изменение энтальпии выпариваемого раствора, расходом пара на собственно выпаривание растворителя и расходом пара на компенсацию потерь теплоты в окружающую среду.

Расчеты показывают, что расход пара на выпаривание определяется вторым слагаемым в уравнении (15.9). Первое и третье слагаемые невелики по сравнению со вторым, следовательно,

$$D \approx W \frac{i - c_{нн} t_n}{i'' - i'}. \quad (15.10)$$

Надо иметь в виду, что $i - c_{нн} t_n \approx i'' - i'$. Отсюда следует, что для испарения 1 кг воды требуется затратить 1,1...1,2 кг греющего насыщенного водяного пара.

Площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата определяют из основного уравнения теплопередачи $F = Q / (k \Delta t)$, где Δt — полезная разность температур, равная разности температур конденсации греющего насыщенного водяного пара и кипящего раствора.

Полезную разность температур находят по общей разности температур и температурным депрессиям.

Общей разностью температур называется разность между температурой греющего пара, подаваемого в греющую камеру выпарного аппарата, и температурой вторичного пара в конце паропровода, отводящего пар из выпарного аппарата (или на входе в конденсатор, если такой имеется):

$$\Delta t_{\text{общ}} = t_{\text{гр}} - t_{\text{конд}}, \quad (15.11)$$

где $t_{\text{гр}}$ — температура греющего пара, °С; $t_{\text{конд}}$ — температура вторичного пара в конце отводящего паропровода или на входе в конденсатор, °С.

Полезная разность температур

$$\Delta t = \Delta t_{\text{общ}} - \Sigma \Delta, \quad (15.12)$$

где $\Sigma \Delta$ — сумма потерь общей разности температур (депрессий), °C.

$$\Sigma \Delta = \Delta_t + \Delta_{\text{гс}} + \Delta_r, \quad (15.13)$$

где $\Delta_{\text{гс}}$ — гидростатическая потеря разности температур — депрессия (представляет собой разность между температурами кипения раствора посередине греющих труб в выпарном аппарате и на поверхности, °C; Δ_r — гидродинамическая потеря разности температур (учитывает снижение температуры вторичного пара на входе в барометрический конденсатор по сравнению с температурой на выходе из выпарного аппарата в трубопроводе), °C.

Гидродинамическая потеря разности температур невелика и принимается при расчетах выпарных установок равной 1...1,5 °C. Гидростатическая потеря разности температур

$$\Delta_{\text{гс}} = t_{\text{к.с}} - t_{\text{к}}, \quad (15.14)$$

где $t_{\text{к.с}}$ — температура кипения раствора посередине греющих труб при давлении $p_c = p_{\text{ст}} + \Delta p_r$, °C; p_c — давление раствора у середины греющих труб; $p_{\text{ст}}$ — давление в выпарном аппарате; $t_{\text{к}}$ — температура кипения раствора на поверхности выпариваемого раствора, т. е. при давлении $p_{\text{ст}}$, °C.

$$\begin{aligned} \Delta p_r &= h \varrho_3 g; \\ h &= h_{\text{наб}} + h_{\text{тр}}/2, \end{aligned} \quad (15.15)$$

где ϱ_3 — плотность парожидкостной эмульсии в греющих трубах; кг/м³; $\varrho_3 = (0,5...0,7) \varrho$; ϱ — плотность раствора, кг/м³, $h_{\text{наб}}$ — расстояние от уровня раствора в аппарате до трубной решетки, м; $h_{\text{тр}}$ — длина греющих труб, м.

При периодическом выпаривании коэффициент теплопередачи K и потери общей разности температур ($\Delta_t + \Delta_{\text{гс}}$) являются величинами переменными, зависящими от концентрации.

При расчете поверхности нагрева периодически действующего выпарного аппарата по основному уравнению теплопередачи величины K и ($\Delta_t + \Delta_{\text{гс}}$) надлежит определять как средние, пользуясь приемами графического интегрирования:

$$K_{\text{ср}} = \frac{1}{x_k - x_n} \int_{x_n}^{x_k} K dx; \quad (15.16)$$

$$(\Delta_t + \Delta_{\text{гс}})_{\text{ср}} = \frac{1}{x_k - x_n} \int_{x_n}^{x_k} (\Delta_t + \Delta_{\text{гс}}) dx. \quad (15.17)$$

Многократное выпаривание проводят в ряде последовательно установленных выпарных аппаратов. Такие установки называют многокорпусными. С целью экономии греющего пара в выпарных установках многократного выпаривания в качестве греющего пара во всех корпусах, кроме первого, используется пар из предыдущего корпуса.

Удельный расход греющего насыщенного водяного пара составляет: для однокорпусной установки 1,1...1,2 кг пара на 1 кг выпаренной воды; для двухкорпусной установки около 0,55, для трехкорпусной — около 0,4, для четырехкорпусной установки около 0,3 кг пара на 1 кг выпаренной воды.

Многократное выпаривание можно осуществить при использовании греющего пара высокого давления либо при применении вакуума в выпарной установке.

Давление в корпусах установки должно поддерживаться таким образом, чтобы температура поступающего в корпус пара была выше, чем температура кипения раствора в этом корпусе. Оптимальное давление греющего пара в последнем корпусе определяется технико-экономическим расчетом.

Выпаривание под избыточным давлением связано с повышением температуры кипения раствора. Поэтому требуется греющий пар более высокого давления. Этот способ выпаривания применяют при концентрировании термически стойких растворов.

При выпаривании под избыточным давлением требуется автоматическое регулирование пара и плотности упаренного раствора, но установка в целом несколько упрощается, так как отпадает необходимость в постоянно действующем конденсаторе.

Многокорпусные выпарные установки делятся по взаимному направлению движения греющего пара и выпариваемого раствора на прямоточные, противоточные и комбинированные.

На рис. 15.3 показана схема прямоточной многокорпусной выпарной установки. Исходный раствор в количестве G_n кг/ч с концентрацией x_n мас. % из хранилища насосом подается в теплообменник, где подогревается до температуры кипения (на схеме не показаны), и поступает на выпаривание в первый корпус, в котором концентрируется до заданной концентрации x_{k1} . При этом из первого аппарата удаляется W_1 кг/ч вторичного пара. Далее раствор поступает в последующие корпуса установки, где концентрируется во втором корпусе до концентрации x_{k2} , в третьем — до x_{k3} и так до конечной заданной концентрации. Соответственно из корпусов удаляется вторичного пара W_2, W_3, \dots, W_n кг/ч, где n — число корпусов. Из последнего корпуса вторичный пар поступает в барометрический конденсатор.

Как видно из схемы, выпариваемый раствор и вторичный пар движутся в одном направлении.

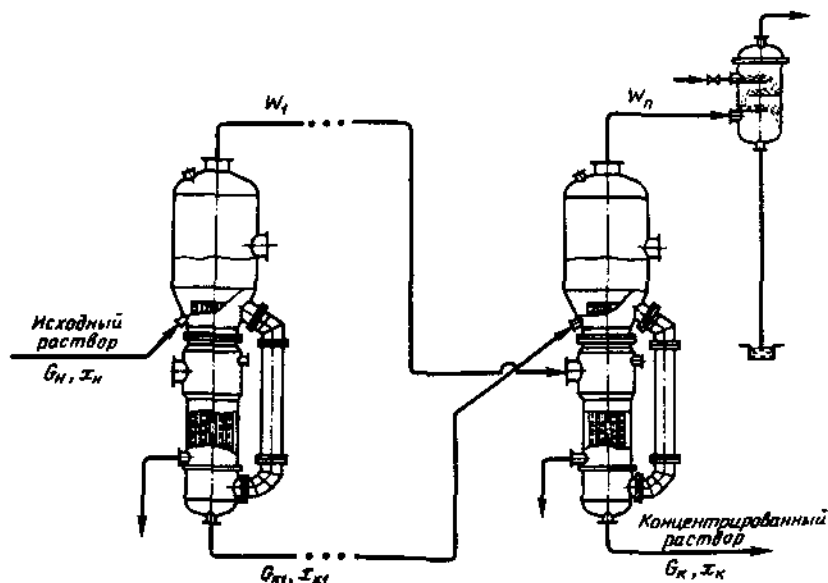


Рис. 15.3. Схема прямоточной многокорпусной установки

Преимуществом прямоточной схемы является то, что раствор самотеком перетекает из корпуса с более высоким давлением в корпус с меньшим давлением.

Недостатком прямоточных установок является более низкий средний коэффициент теплопередачи, чем в противоточных установках.

В первом корпусе слабый раствор получает теплоту от греющего пара наиболее высоких рабочих параметров, а в последнем корпусе концентрированный раствор выпаривается вторичным паром наиболее низкого давления. С увеличением концентрации раствора и падением давления от корпуса к корпусу уменьшаются коэффициенты теплопередачи, в результате чего снижается общий коэффициент теплопередачи.

Схема противоточной выпарной установки показана на рис. 15.4. Греющий пар из котельной поступает, как и в предыдущем случае, только в первый корпус, а вторичные пары обогревают все последующие корпуса. Выпариваемый раствор вводится в последний корпус и перемещается противоток вторичному пару к первому корпусу. Вследствие того что давление от четвертого корпуса к первому постепенно возрастает, для перекачки раствора устанавливают центробежные насосы.

Противоточные установки используют в основном для выпаривания растворов, вязкость которых резко возрастает с увеличением концентрации, а также если возможно выпадение твердого вещества из раствора в последнем корпусе.

Ряд выпарных установок работает с отбором части вторичного пара для обогрева других технологических аппаратов, отопления цехов, теплиц, бань и т. д. Эта часть вторичного пара называется экстрапаром.

Количество выпаренной воды в многокорпусной выпарной установке (МВУ) при заданных начальной x_n и конечной x_k концентрациях находят по уравнению (15.5), конечную концентрацию на выходе из каждого корпуса — по уравнению

$$x_i = G_n \frac{x_n}{G_n - \sum_1^i W_j}, \quad (15.18)$$

где W_j — количество воды, выпаренное в данном и предыдущих корпусах; n — число корпусов.

Очевидно, что общее количество выпаренной воды

$$W = W_1 + W_2 + \dots + W_n = \sum_1^n W_j, \quad (15.19)$$

где W_1, W_2, \dots, W_n — количество воды, выпариваемое в 1, 2, ..., n -м корпусах.

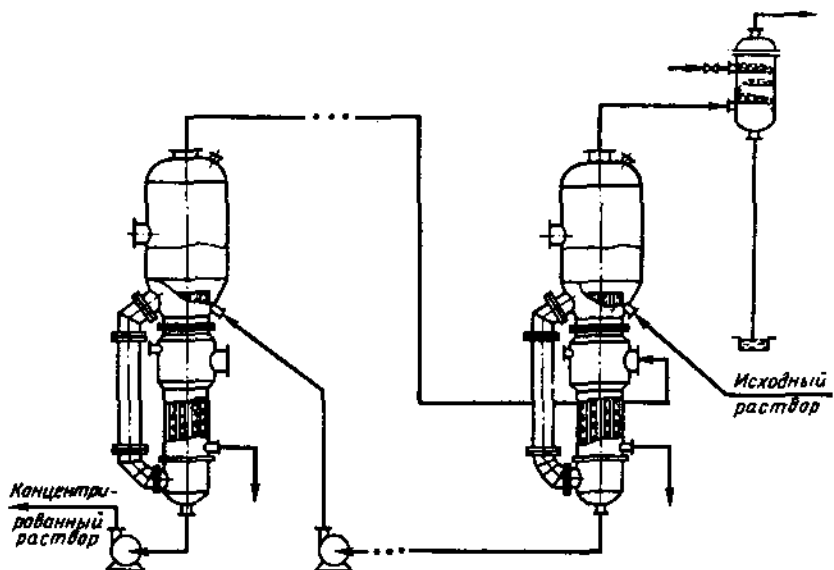


Рис. 15.4. Схема противоточной многокорпусной установки

Если в каждом корпусе выпаривается одинаковое количество воды, то

$$W = nW_j. \quad (15.20)$$

Конечная концентрация раствора на выходе из n -го (последнего) корпуса

$$x_n = G \frac{x_n}{G_n - W_1 - W_2 - \dots - W_n}. \quad (15.21)$$

Для любого j -го корпуса расход греющего пара определяется по уравнению, аналогичному (15.9):

$$D_j = G_{sj} \frac{c_{sj} t_{sj} - c_{wj} t_{wj}}{t'_j - t''_j} + W_j \frac{i_j - c_{wj} t_{wj}}{t'_j - t''_j} + \frac{Q_{nj}}{t'_j - t''_j}. \quad (15.22)$$

С другой стороны, количество вторичного пара, поступающего на обогрев j -го корпуса, равно количеству воды, выпаренной в $(j-1)$ -м корпусе:

$$D_j = W_{j-1}. \quad (15.23)$$

Если установка работает с отбором экстрапара, то $D_j = W_{j-1} - E_{j-1}$, где E_{j-1} — количество экстрапара, отбираемого в $(j-1)$ -м корпусе.

Приведенные уравнения позволяют рассчитать МВУ методом итераций.

Общую разность температур вычисляют так же, как и в однокорпусных установках, по уравнению (15.11).

Общая потеря разности температур в МВУ складывается из суммы потерь (депрессий) в каждом корпусе.

Суммарная разность температур

$$\sum_1^n \Delta t = \Delta t_{\text{общ}} - \sum_1^n \Delta t_f - \sum_1^n \Delta t_{\text{гс}} - \sum_1^n \Delta t_r, \quad (15.24)$$

где $\Delta t_{\text{общ}} = t_{\text{гр}} - t_{\text{конд}}$ — общая полезная разность температур, °С; $t_{\text{гр}}$, $t_{\text{конд}}$ — температуры греющего и вторичного пара в конце отводящего паропровода или на входе в конденсатор, °С; $\sum_1^n \Delta t_f$, $\sum_1^n \Delta t_{\text{гс}}$, $\sum_1^n \Delta t_r$ — суммы депрессий (потерь полезной разности температур) во всех корпусах за счет температурной депрессии, гидростатического эффекта и гидродинамических потерь, °С.

Суммарная полезная разность температур наиболее часто определяется по корпусам так, чтобы все корпуса имели равные пло-

щадя поверхности нагрева, т. е. чтобы аппараты были взаимозаменяемыми:

$$F_1 = F_2 = \dots = F_n = F_{\text{общ}}/n. \quad (15.25)$$

Определив площади поверхности теплопередачи каждого корпуса по основному уравнению теплопередачи (13.1), получим

$$\frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \dots = \frac{Q_n}{K_n \Delta t_n}, \quad (15.26)$$

где K_1, K_2, \dots, K_n — коэффициенты теплопередачи в 1, 2, ..., n -м корпусах.

Из соотношения (15.26) получим

$$\Delta t_2 = \Delta t_1 \frac{Q_2/K_2}{Q_1/K_1}; \Delta t_3 = \Delta t_1 \frac{Q_3/K_3}{Q_1/K_1}; \Delta t_n = \frac{Q_n/K_n}{Q_1/K_1}.$$

Суммируя левые и правые части последних равенств, находим

$$\Delta t_1 = \Sigma \Delta t \frac{Q_1/K_1}{Q_1/K_1 + Q_2/K_2 + \dots + Q_n/K_n} = \Sigma \Delta t \frac{Q_n/K_n}{\Sigma Q_j/K_j}. \quad (15.27)$$

Аналогично полезная разность температур для 2-го корпуса $\Delta t_2 = \Sigma \Delta t \frac{Q_2/K_2}{\Sigma Q_j/K_j}$; для любого j -го корпуса

$$\Delta t_j = \Sigma \Delta t \frac{Q_j/K_j}{\Sigma Q_j/K_j}. \quad (15.28)$$

В данном случае суммарная полезная разность температур распределяется по корпусам пропорционально отношениям тепловых нагрузок к коэффициентам теплопередачи.

Другим способом распределения полезной разности температур по корпусам является такой, который обеспечивает минимальную площадь поверхности теплопередачи установки.

Площадь поверхности теплопередачи, например, двухкорпусной выпарной установки

$$F_{\text{общ}} = F_1 + F_2 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} + \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2}, \quad (15.29)$$

где $\Delta t_2 = \Delta t - \Delta t_1$.

Следовательно,

$$F_{\text{общ}} = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} + \frac{Q_2}{K_2 (\Delta t - \Delta t_1)} \quad (15.30)$$

Для определения минимальной площади поверхности теплопередачи выпарной установки продифференцируем (15.30) по Δt_1 и производную приравняем нулю.

Тогда соотношение полезных разностей температур в корпусах

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{\sqrt{Q_1/K_1}}{\sqrt{Q_2/K_2}} \quad (15.31)$$

и на основании свойств получим:

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_1 + \Delta t_2} = \frac{\sqrt{Q_1/K_1}}{\sqrt{Q_1/K_1} + \sqrt{Q_2/K_2}}.$$

Из последнего выражения получим

$$\Delta t_1 = \Sigma \Delta t \frac{\sqrt{Q_1/K_1}}{\sqrt{Q_1/K_1} + \sqrt{Q_2/K_2}}. \quad (15.32)$$

Аналогично для второго корпуса

$$\Delta t_2 = \Sigma \Delta t \frac{\sqrt{Q_2/K_2}}{\sqrt{Q_1/K_1} + \sqrt{Q_2/K_2}}. \quad (15.33)$$

Для многокорпусной выпарной установки распределение полезной разности температур по корпусам, обеспечивающее минимальную суммарную площадь поверхности нагрева всех корпусов, определяется уравнением

$$\Delta t_j = \frac{\Sigma \Delta t}{n} \frac{\sqrt{Q_j/K_j}}{\sqrt{Q_j/K_j}}. \quad (15.34)$$

В данном случае суммарная полезная разность температур распределяется по корпусам пропорционально квадратным корням из отношений тепловых нагрузок к коэффициентам теплопередачи.

Определим рациональное количество корпусов n в многокорпусных выпарных установках. Увеличение n ограничено потерями полезной разности температур, которые возрастают с увеличением количества корпусов.

Многокорпусная установка может работать при условии

$$\Delta t_{\text{общ}} > \sum_1^n \Delta t_i + \sum_1^n \Delta t_{\text{тс}} + \sum_1^n \Delta t_{\text{г}}. \quad (15.35)$$

Предельное количество корпусов в МВУ определяется положительным значением полезной разности температур, т. е. $\sum_1^n \Delta t_i > 0$.

На практике количество корпусов находят путем технико-экономического расчета, т. е. в зависимости от суммарных затрат на про-

ведение процесса выпаривания. Суммарные затраты включают капитальные и амортизационные расходы, затраты на ремонт, энергозатраты, затраты на эксплуатацию.

С увеличением количества корпусов растет металлоемкость установки, но понижается ее энергоемкость. Затраты на обслуживание с введением системы автоматического управления почти не зависят от количества корпусов. Капитальные и амортизационные затраты пропорциональны количеству корпусов.

Каждый корпус многокорпусной установки имеет нагрузку Q/n , а общая полезная разность температур составляет для одного корпуса $\frac{\sum \Delta t}{n}$. Следовательно, площадь поверхности теплопередачи каждого корпуса многокорпусной установки при той же производительности равна площади поверхности теплопередачи однокорпусной установки:

$$F_n = \frac{Q/n}{K(\frac{\sum \Delta t}{n})} = \frac{Q}{K \Delta t} = F.$$

Тогда общая площадь поверхности теплопередачи МВУ в n раз больше площади поверхности теплопередачи однокорпусной установки: $F_{\text{общ}} = nF$.

Минимум суммарных затрат на проведение процесса выпаривания определяется на основании результатов расчетов для различного количества корпусов МВУ.

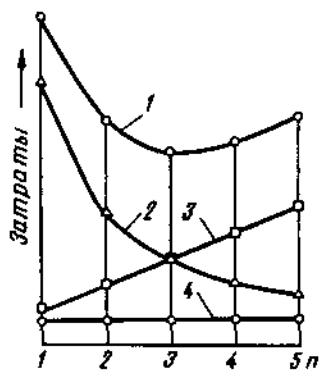
На рис. 15.5 показано, как изменяются различные статьи расходов с изменением числа корпусов.

Минимальные суммарные затраты, соответствующие минимуму кривой 1 на рис. 15.5, определяют рациональное количество корпусов МВУ. Обычно промышленные установки многократного выпаривания включают 3, 4 или более корпуса.

При проектировании МВУ определяют производительность и площадь поверхности нагрева отдельных аппаратов, режимные параметры, коэффициенты теплопередачи, тепловые схемы и количество выпарных аппаратов, а также выполняют технико-экономические расчеты.

Рис. 15.5. К определению оптимального количества корпусов выпаривания n :

1 — суммарные затраты; 2 — энергозатраты (по производству пара); 3 — капитальные и амортизационные расходы; 4 — затраты на эксплуатацию



Основная задача поверочных расчетов заключается в проверке возможности использования имеющихся аппаратов в заданных условиях, определении фактической производительности и режимов работы установки. При поверочных расчетах обычно решают задачи, возникающие в ходе эксплуатации выпарных установок.

При проектных расчетах площади поверхности нагрева выпарных аппаратов являются определяемыми величинами, а при поверочных — заданными.

Общий метод расчета производительности отдельных аппаратов МВУ на основе совместного решения уравнений материального и теплового балансов разработан И. А. Тищенко. Этот метод основан на допущении, что $D_i = W_i$. Необходимость предварительного задания температурного режима, распределения полезной разности температур по корпусам является недостатком этого метода и вызвана тем, что система уравнений материального и теплового балансов не является полной и для ее замыкания необходимо использовать уравнение теплопередачи для всех аппаратов. Расчет проводят методом итераций (последовательных приближений). Метод итераций заключается в том, что неизвестными величинами предварительно задаются, а затем уточняют их по ходу расчета.

Расчет МВУ заключается в определении тепловых нагрузок у поверхностей теплопередачи корпусов установки и суммарной площади поверхности теплопередачи. Расчет начинают с вычисления количества воды, выпариваемой всей установкой, затем в первом приближении принимают, что в каждом корпусе выпаривается одинаковое количество воды, т. е. $W_i = W/n$. Зная количество воды, выпариваемой в каждом корпусе, определяют концентрации растворов в этих корпусах по уравнению (15.6) и потери общей разности температур вследствие гидростатического эффекта и температурной депрессии.

Определив потери общей разности температур, рассчитывают полезную разность температур и распределяют ее по корпусам согласно уравнениям (15.24), (15.28), (15.35). Затем определяют параметры температуры растворов и паров и соответственно их тепловые параметры.

Далее по уравнению (15.21) находят расход греющего пара для корпуса, в котором раствор имеет наибольшую концентрацию.

На основании равенства (15.22) вычисляют количество выпаренной воды в $(n-1)$ -м корпусе. Продолжая последовательные расчеты, определяют количество выпаренной воды и расход пара в каждом корпусе. Находят коэффициент теплопередачи по (13.47) на основании коэффициентов теплоотдачи, термического сопротивления стенки и загрязнений аппарата и определяют площадь поверхности теплопередачи каждого корпуса. Если площади поверхностей теплопередачи корпусов сильно различаются, проводят второй

уточненный расчет, принимая за исходные данные результаты первого приближения — количество выпаренной воды.

Режим работы МВУ определяется системой взаимосвязанных параметров, рассчитываемых на основе замкнутых систем уравнений. При уточненных расчетах необходимо решать более сложные уравнения и использовать численные методы. Большинство уравнений, описывающих МВУ, нелинейно, и решение их в аналитической форме невозможно. Поэтому возникает необходимость применения методов математического моделирования с использованием ЭВМ.

Уточненный расчет МВУ основан на решении системы уравнений статики. Эта система решается итерационными методами. При разработке алгоритмов возможно два варианта: совместное решение замкнутой системы уравнений, описывающих МВУ, и решение системы уравнений для одного аппарата с последующим использованием этого алгоритма для определения параметров работы других аппаратов.

Выпаривание с применением теплового насоса основано на использовании вторичного пара в качестве греющего в том же выпарном аппарате. Для этого температура вторичного пара должна быть повышена до температуры греющего пара. Повышение температуры вторичного пара достигается сжатием его в компрессоре или паровом инжекторе. В качестве компрессора обычно используется турбокомпрессор (рис. 15.6). Вторичный пар давлением $p_{вт}$ и энтальпией i , выходящий из выпарного аппарата, засасывается в турбокомпрессор, в котором сжимается до давления p_1 . Энтальпия при этом возрастает до $i_{сж}$. Таким образом, за счет сжатия пар приобретает теплоту $\Delta i = i_{сж} - i$. Сжатый пар поступает из турбокомпрессора в греющую камеру выпарного аппарата.

Тепловой баланс процесса

$$G_n c_n t_n + D i'' + W i_{сж} = G_k c_k t_k + W i + (D + W) i' + Q_n, \quad (15.36)$$

откуда расход греющего пара

$$D = G_k \frac{c_k t_k - c_n t_n}{i'' - i'} + W \frac{i - c_n t_n - i_{сж}}{i'' - i'} + \frac{Q_n}{i'' - i'}, \quad (15.37)$$

где $i_{сж}$ — удельная энтальпия вторичного пара после сжатия в турбокомпрессоре, кДж/кг.

Из сравнения уравнений (15.9) и (15.37) видно, что при выпаривании с использованием теплового насоса расход греющего пара снижается за счет повышения энтальпии вторичного пара на величину $i_{сж}$:

$$D = W \frac{i - c_n t_n - i_{сж}}{i'' - i'}. \quad (15.38)$$

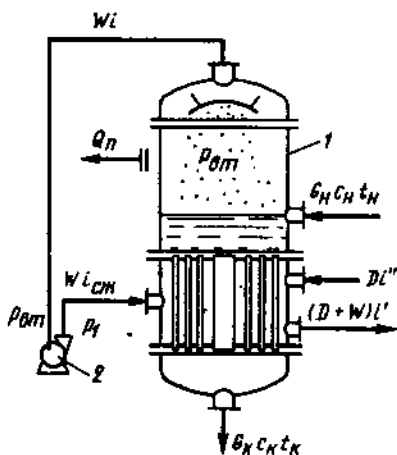


Рис. 15.6. Выпарной аппарат (1) с турбокомпрессором (2)

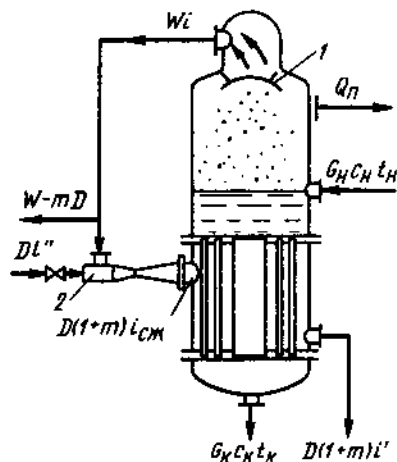


Рис. 15.7. Выпарной аппарат (1) с инжекционным тепловым насосом (2)

Однако наряду с экономией греющего пара необходимы затраты электроэнергии на приведение в действие турбокомпрессора.

Мощность

$$N = \frac{W(i_{сж} - i)}{3600 \eta_{ад} \eta_{мех}}, \quad (15.39)$$

где $\eta_{ад}$ — адиабатический КПД турбокомпрессора; $\eta_{мех}$ — механический КПД электродвигателя и привода.

Установка удорожается также на стоимость турбокомпрессора.

В установках с паровым инжектором (рис. 15.7) греющий пар из котельной поступает в паровой инжектор. Паровой инжектор представляет собой несложное устройство типа сопла Вентури, при изготовлении которого не требуется значительных затрат металла. В результате создания вакуума в инжектор засасывается из выпарного аппарата вторичный пар давлением $p_{вт}$ и энтальпией i . Каждая массовая единица греющего пара засасывает m массовых единиц вторичного пара. В результате получают греющий пар в количестве $D(1+m)$ с давлением меньшим, чем давление греющего пара, но большим, чем вторичного пара. Часть пара, равная $W-mD$, сбрасывается с установки на побочные нужды.

Тепловой баланс процесса описывается равенствами

$$D(1+m)i_{сж} + G_{н} c_{н} t_{н} = G_{к} c_{к} t_{к} + Wi + D(1+m)i' + Q_{п}; \quad (15.40)$$

$$D = G_{к} \frac{c_{к} t_{к} - c_{н} t_{н}}{(1+m)(i_{сж} - i')} + W \frac{i - c_{н} t_{н}}{(1+m)(i_{сж} - i')} + \frac{Q_{п}}{(1+m)(i_{сж} - i')}; \quad (15.41)$$

Сопоставление равенств (15.40) и (15.41) с уравнением теплового баланса выпаривания (15.9) показывает, что в этом процессе расход греющего пара уменьшается в $(1+m)$ раз по сравнению с процессом простого выпаривания.

Обычно коэффициент инжекции m составляет $0,5 \dots 1,0$.

Выпарные установки с инжектором применяют для выпаривания растворов с низкой температурной депрессией и высоким давлением вторичного пара. С уменьшением давления вторичного пара увеличивается адиабатический перепад теплоты при сжатии и соответственно уменьшается коэффициент инжекции. При этом расход греющего пара увеличивается и использование выпарных установок с паровым инжектором становится нерациональным.

15.4. УСТРОЙСТВО ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ

Наибольшее распространение в пищевых производствах получили трубные выпарные аппараты с естественной и принудительной циркуляцией при площади поверхности нагрева $10 \dots 1800 \text{ м}^2$. В зависимости от расположения греющей камеры аппараты бывают с соосной или с вынесенной греющими камерами.

Кроме перечисленных аппаратов применяют различные конструкции пленочных выпарных аппаратов.

При выборе конструкции выпарного аппарата учитывают физические свойства раствора, склонность к кристаллизации, чувствительность к высоким температурам, полезную разность температур в каждом корпусе, площадь поверхности теплообменного аппарата, технологические особенности.

Выпарные аппараты изготавливают из углеродистой, коррозионноустойчивой и двухслойной стали.

Выпарные аппараты с естественной циркуляцией просты по конструкции и применяются для выпаривания растворов невысокой вязкости, не склонных к кристаллизации. Эти аппараты бывают с соосной и вынесенной греющими камерами (рис. 15.8, а, б).

Выпарной аппарат состоит из сепаратора, греющей камеры и циркуляционной трубы. Сепаратор представляет собой цилиндрическую емкость с эллиптической крышкой, присоединенную с помощью болтов к греющей камере. В сепараторе для отделения капелек жидкости от вторичного пара устанавливают отбойники различной конструкции. Греющая камера выполнена в виде вертикального кожухотрубного теплообменника, в межтрубное пространство которого поступает греющий пар, а в греющих трубках кипит раствор. Нижние части сепаратора и греющей камеры соединены циркуляционной трубой.

Естественная циркуляция возникает в замкнутой системе, состоящей из необогреваемой циркуляционной трубы и кипящих

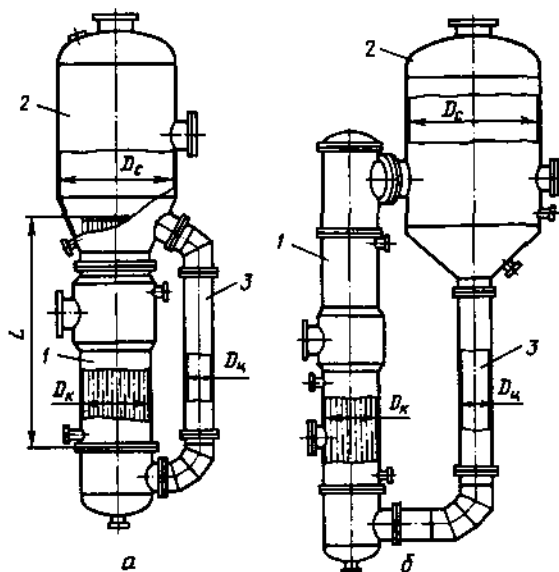


Рис. 15.8. Выпарные аппараты с естественной циркуляцией раствора:
a — с соосной греющей камерой; *б* — с вынесенной греющей камерой; 1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба; $D_c, D_k, D_{\text{ц}}$ — диаметры соответственно сепаратора, камеры и циркуляционной трубы; L — длина камеры

труб. Если жидкость в трубах нагрета до кипения, то в результате выпаривания части жидкости в этих трубах образуется парожидкостная смесь, плотность которой меньше плотности самой жидкости. Таким образом, масса столба жидкости в циркуляционной трубе больше, чем в кипяtilьных трубах, вследствие чего происходит циркуляция кипящей жидкости по пути кипяtilьные трубы — паровое пространство — циркуляционная труба — трубы и т. д. При циркуляции повышается коэффициент теплоотдачи со стороны кипящей жидкости и снижается образование накипи на поверхности труб.

Для естественной циркуляции требуются два условия: 1) достаточная высота уровня жидкости в циркуляционной трубе, чтобы уравновесить столб парожидкостной смеси и создать необходимую скорость; 2) достаточная интенсивность парообразования в кипяtilьных трубах, чтобы парожидкостная смесь имела возможно малую плотность.

Представленные на рис. 15.8 аппараты выгодно отличаются от устаревших конструкций аппаратов с центральной циркуляционной трубой. Наличие обогреваемой центральной циркуляционной трубы приводило к снижению интенсивности циркуляции.

Парообразование в кипятильных трубах определяется физическими свойствами раствора (главным образом вязкостью) и разностью температур между стенкой трубы и жидкостью. Чем ниже вязкость раствора и чем больше разность температур, тем интенсивнее парообразование и больше скорость циркуляции. Для создания интенсивной циркуляции разность температур между греющим паром и раствором должна быть не ниже $10\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Выпарные аппараты, показанные на рис. 15.8, имеют площадь поверхности теплопередачи от 10 до 1200 м^2 , длину кипятильных труб от 3 до 9 м в зависимости от их диаметра. Диаметр кипятильных труб составляет 25, 38 и 57 мм. Избыточное давление в греющей камере 0,3...1,6 МПа, а в сепараторе вакуум примерно 93,0 кПа. Соотношение площадей сечения циркуляционной трубы и греющей камеры составляет не менее 0,3.

На рис. 15.9 показано размещение кипятильных труб в трубной решетке.

Диаметр кипятильных труб, мм	25	38	57
Шаг разбивки t , мм	32	48	70

Выпарные аппараты с естественной циркуляцией характеризуются простотой конструкции и легкодоступны для ремонта и очистки.

Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией раствора позволяют повысить интенсивность циркуляции раствора и коэффициент теплопередачи.

На рис. 15.10 показаны такие аппараты с соосной и вынесенной греющими камерами.

Циркуляция жидкости производится пропеллерным или центробежным насосом. Свежий раствор подается в нижнюю часть кипятильника, а упаренный раствор отводится из нижней части сепаратора. Уровень жидкости поддерживается несколько ниже верхнего обреза кипятильных труб. Поскольку вся циркуляционная система почти полностью заполнена жидкостью, работа насоса затрачивается лишь на преодоление гидравлических сопротивлений.

Давление в низу кипятильных труб больше, чем вверху, на величину давления столба жидкости в трубах плюс их гидравлическое сопротивление. Из-за этого на большей части высоты кипятильных труб жидкость не кипит, а подогревается. Закипание происходит только на небольшом участке верхней части трубы. Количество

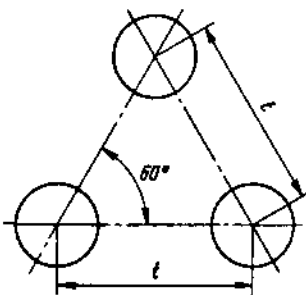


Рис. 15.9. Размещение кипятильных труб в распределительной решетке греющей камеры

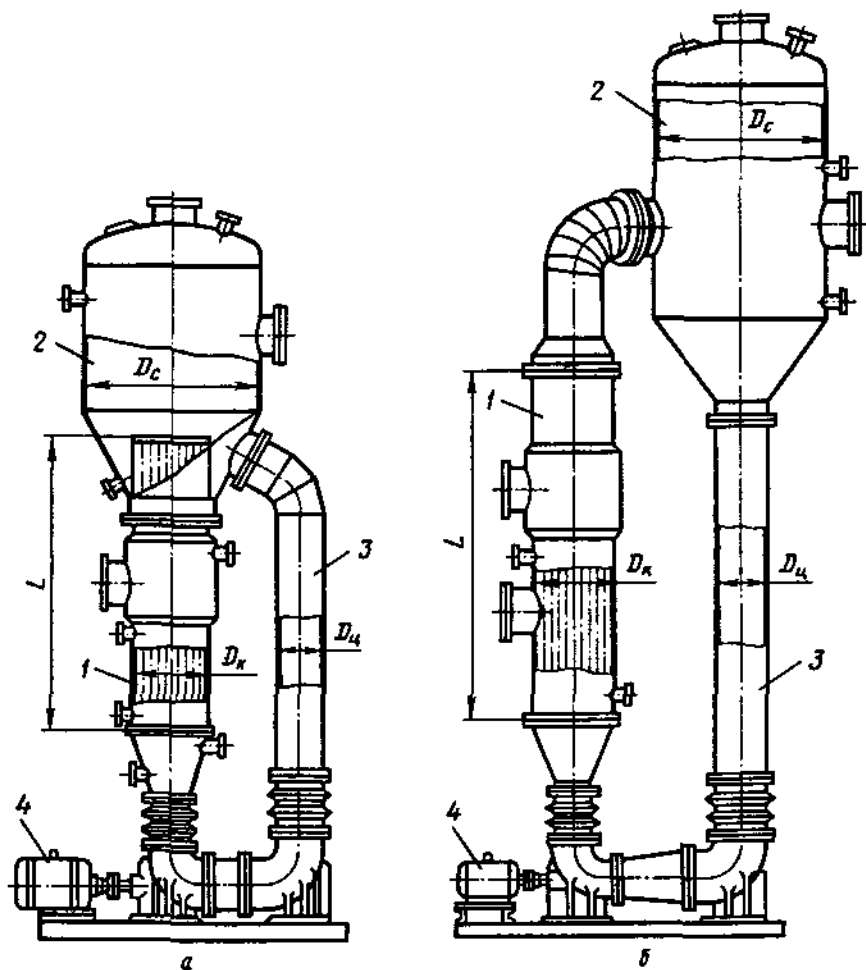


Рис. 15.10. Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией раствора: *a* — с соосной греющей камерой; *b* — с вынесенной греющей камерой; 1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба; 4 — насос. Остальные обозначения см. на рис. 15.8

перекачиваемой насосом жидкости во много раз превышает количество испаряемой воды, поэтому отношение массы жидкости к массе пара в парожидкостной смеси, выходящей из кипяtilьных труб, очень велико.

Скорость циркуляции жидкости в кипяtilьных трубах принимают равной 1,5...3,5 м/с. Она определяется производительностью

циркуляционного насоса, поэтому аппараты с принудительной циркуляцией пригодны при работе с малыми разностями температур между греющим паром и раствором (3...5 °С) и при выпаривании растворов большой вязкости.

Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией имеют площадь поверхности теплопередачи от 25 до 1200 м², длину кипящих труб от 4 до 9 м в зависимости от их диаметров, которые составляют 25, 38, 57 мм. Избыточное давление в греющей камере составляет от 0,3 до 1,0 МПа, а вакуум в сепараторе — 93 кПа. Соотношение площадей сечения циркуляционной трубы и греющей камеры не менее 0,9.

Преимущества аппаратов с принудительной циркуляцией: высокие коэффициенты теплопередачи (в 3...4 раза больше, чем при естественной циркуляции), а следовательно, и значительно меньшие площади поверхности теплопередачи, а также отсутствие загрязняющих поверхности теплопередачи при выпаривании кристаллизующихся растворов и возможность работы при небольших разностях температур.

Недостаток этих аппаратов — затраты энергии на работу насоса.

Применение принудительной циркуляции целесообразно при изготовлении аппарата из дорогого металла для выпаривания кристаллизующихся и вязких растворов.

Пленочные выпарные аппараты применяют при концентрировании растворов, чувствительных к высоким температурам. При необходимом времени пребывания в зоне высоких температур раствор не успевает перегреться и его качество не снижается. Выпаривание в пленочных аппаратах происходит за один проход раствора через трубы.

Пленочные аппараты бывают с восходящей пленкой и соосной или вынесенной греющей камерой и падающей пленкой и соосной или вынесенной греющей камерой.

Пленочные аппараты, как и описанные выше, состоят из греющей камеры и сепаратора (рис. 15.11). В греющей камере расположены трубы длиной от 5 до 9 м, которые обогреваются греющим паром.

На рис. 15.11, а показан пленочный выпарной аппарат с восходящей пленкой и соосной греющей камерой. Исходный раствор подается в трубы снизу, причем уровень жидкости в трубах поддерживается на уровне 20...25% высоты труб. В остальной части труб находится парожидкостная смесь. Раствор в виде пленки находится на поверхности труб, а пар движется по оси трубы с большой скоростью, увлекая за собой пленку жидкости. При движении пара и пленки жидкости за счет трения происходят турбулизация пленки и интенсивное обновление поверхности. За счет этих факторов достигаются высокие коэффициенты теплопередачи и большая поверхность испарения.

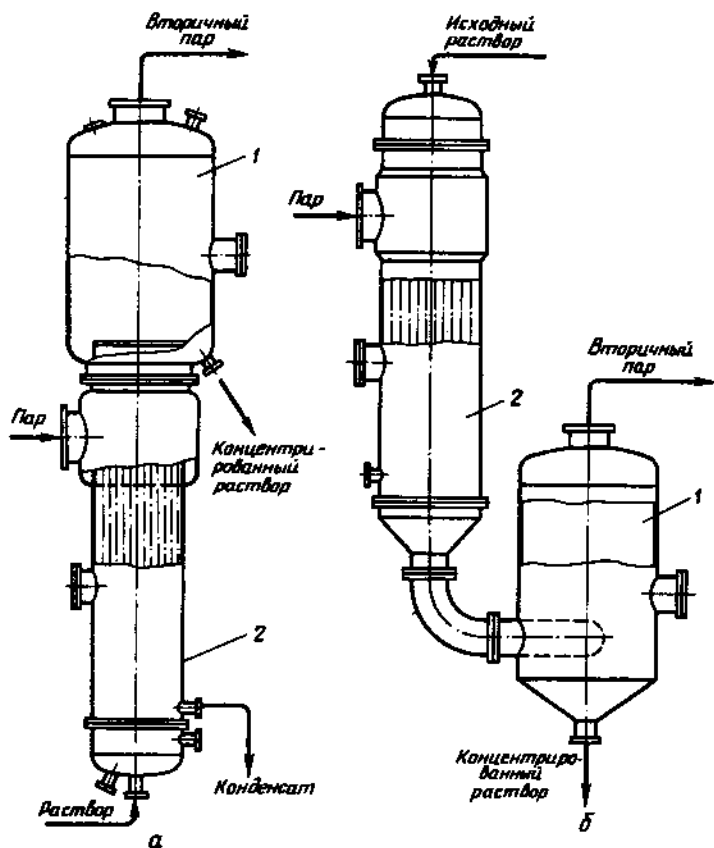


Рис. 15.11. Пленочные выпарные аппараты: а — с восходящей пленкой и соосной греющей камерой; б — с падающей пленкой и вынесенной греющей камерой; 1 — сепаратор; 2 — греющая камера

На рис. 15.11, б показан аппарат с падающей пленкой и вынесенной греющей камерой. В таких аппаратах исходный раствор поступает сверху в греющую камеру, а концентрированный раствор выводится из нижней части сепаратора.

Пленочные выпарные аппараты изготовляют с площадью поверхности теплопередачи от 63 до 2500 м² с диаметром труб 36 и 57 мм. Избыточное давление в греющей камере от 0,3 до 1,0 МПа, а вакуум в сепараторе 93 кПа.

Недостаток пленочных аппаратов — неустойчивость работы при колебаниях давления греющего пара. При нарушении режима

работы аппарат можно перевести на работу с циркуляцией раствора, как в аппаратах с принудительной циркуляцией.

Роторно-пленочные выпарные аппараты применяют при концентрировании пищевых растворов, а также суспензий.

Роторно-пленочный аппарат представляет собой цилиндрический или конический корпус с обогреваемой рубашкой (рис. 15.12). Внутри корпуса вращается ротор, распределяющий раствор по цилиндрической поверхности корпуса в виде пленки, а в некоторых случаях — в виде струй и капель. Роторно-пленочные аппараты выполнены, как правило, из нержавеющей стали X18H10T и углеродистой стали. Высота аппаратов достигает 12,5 м при диаметре 1,0 м, площадь поверхности теплообмена от 0,8 до 16 м².

Для расчета коэффициентов теплоотдачи предложено уравнение

$$\alpha = 110(n/\mu)^{0,33}\lambda,$$

где n — частота вращения ротора; μ — динамическая вязкость; λ — теплопроводность среды.

Коэффициент теплоотдачи может быть определен и по другой зависимости:

$$Nu = 0,65Re^{0,25}Re_{\mu}^{0,43}Pr^{0,3}z^{0,33},$$

где $Re_{\mu} = d^2n/\nu$; z — число лопастей ротора.

Роторно-пленочные аппараты бывают с жестким или размазывающим ротором. Жесткий ротор изготавливают пустотелым с лопастями. Зазор между лопастью и стенкой аппарата составляет от 0,4 до 1,5 мм. Исходный продукт подается в верхнюю часть аппарата и

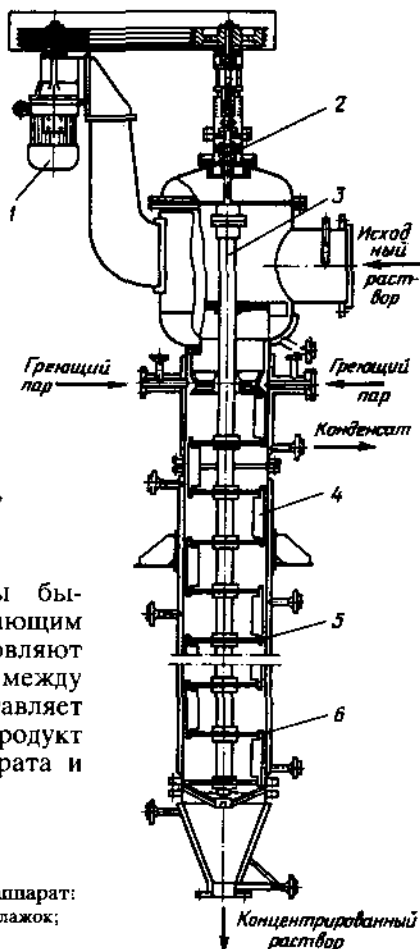


Рис. 15.12. Роторно-пленочный выпарной аппарат:
1 — привод; 2 — уплотнение; 3 — ротор; 4 — флажок;
5 — корпус; 6 — рубашка

лопастями распределяется по цилиндрической стенке в виде пленки. Окружная скорость лопастей достигает 12 м/с. При работе под вакуумом (при давлении до 100 Па) вал ротора уплотняется специальным торцевым уплотнением. Нижний подшипник смазывается перерабатываемым материалом.

Принципиальное отличие испарителя с размазывающим ротором заключается в применении ротора с шарнирно закрепленными на валу флажками. При вращении ротора флажки прижимаются центробежной силой к внутренней поверхности корпуса и размазывают по ней продукт в виде пленки. Такие аппараты применяют также для проведения совмещенного процесса концентрирования и сушки. Диаметр аппаратов достигает 1 м, площадь — от 0,8 до 12 м², окружная скорость вращения ротора с флажками — 5 м/с.

Конструкция аппаратов позволяет благодаря осевому перемещению ротора регулировать толщину пленки и тем самым скорость процесса.

Роторно-пленочные аппараты имеют более высокие коэффициенты теплопередачи, чем аппараты с падающей пленкой, они достигают значений, равных 2300...2700 Вт/(м²·К), в то время как в аппаратах с падающей пленкой — 1500...1600 Вт/(м²·К).

Контрольные вопросы и задания. 1. В чем заключается процесс выпаривания? Какие растворы концентрируют выпариванием? 2. От чего зависит температурная депрессия и как она рассчитывается? 3. Какими методами в промышленности осуществляется процесс выпаривания? 4. От чего зависит количество выпаренной воды? 5. Как определяется расход греющего пара при выпаривании? На что в основном расходуется греющий пар? 6. Чем отличается полезная разность температур от общей разности? 7. Из чего складывается сумма потерь общей разности температур (депрессий)? 8. Перечислите способы экономии греющего пара при выпаривании. 9. За счет чего происходит экономия греющего пара в многокорпусных выпарных установках? 10. В чем заключается расчет выпарных установок? 11. Какие конструкции выпарных установок применяют в промышленности? 12. Дайте технико-экономическую оценку работы выпарных установок с естественной и принудительной циркуляцией раствора.

Задача 15.1. Определить площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата с естественной циркуляцией (см. рис. 15.8, а) для выпаривания $G_{\text{в}} = 1500$ кг/ч CaCl_2 от 10 до 30 мас. %, если давление греющего пара $p_{\text{гр}} = 0,3$ МПа, вакуум в барометрическом конденсаторе 74,6 кПа. Раствор в выпарной аппарат подается при температуре кипения. Длину греющих труб принять 2,5 м, внешний диаметр — 38 мм, коэффициент теплопередачи в выпарном аппарате — 940 Вт/(м²·К), потери теплоты $Q_{\text{п}} = 5$ %.

Количество выпаренной воды определяют по формуле (15.5) $W = 1500(1 - 10/30) = 1000$ кг/ч; количество упаренного раствора — по (15.3) $G_{\text{к}} = 1500 - 1000 = 500$ кг/ч; общую разность температур — по (15.11) $\Delta t_{\text{общ}} = t_{\text{гр}} - t_{\text{конд}}$.

Давление вторичного пара в конденсаторе $p_{\text{конд}} = 0,1013 - 0,0746 = 0,0267$ МПа.

Температуру греющего пара при $p_{\text{гр}} = 0,3$ МПа и вторичного пара при $p_{\text{конд}} = 0,0267$ МПа находим по таблицам насыщенного водяного пара; $t_{\text{гр}} = 132,9$ °С; $t_{\text{конд}} = 66,0$ °С; $\Delta t_{\text{общ}} = 132,9 - 66,0 = 66,9$ °С.

Определяем полезную разность температур по формуле (15.12), учитывая, что температура вторичного пара в сепараторе выпарного аппарата $t_{\text{вт}} = t_{\text{конд}} + \Delta t_r = 66 + 1 = 67$ °С, где Δt_r — гидродинамическая депрессия, принимаемая равной 1 °С.

Давление в выпарном аппарате находим по таблицам «Свойства насыщенного водяного пара»: при $t_{\text{вт}} = 67$ °С $p_{\text{вт}} = 0,0279$ МПа.

Вычисляем температурную депрессию 30%-ного раствора при $p_{\text{пр}}=0,0279$ МПа по формуле (15.1): $\Delta t_r^* = 16,2 \frac{341^2}{2340 \cdot 10^3} = 8,0$ °С, где $\Delta t_r^* = 10$ °С — температурная депрессия при атмосферном давлении. Температура кипения раствора на поверхности $t_{\text{к}} = t_{\text{к}} + \Delta_t + \Delta_r = 67 + 8 + 1 + 76$ °С.

Потери от гидростатического эффекта рассчитываем по формуле (15.14); Δp_r — по формуле (15.15).

Принимаем $h_{\text{нвб}} = 0,2$ м; $h_{\text{тр}} = 2,5$ м, тогда $h = h_{\text{нвб}} + h_{\text{тр}}/2 = 0,2 + 1,25 = 1,45$ м.

Плотность парожидкостной эмульсии определяем по формуле (15.15). При плотности раствора $\rho = 1225$ кг/м³ $\rho_s = 0,7 \cdot 1225 = 857,5$ кг/м³. Тогда $\Delta p_r = 0,0123$ МПа.

Давление раствора у середины греющих труб $p_c = 0,0279 + 0,0123 = 0,04$ МПа.

Температуру кипения растворителя находим по таблице насыщенного водяного пара при давлении $p_c = 0,04$ МПа и $t_{\text{р,с}} = 75,4$ °С, тогда $\Delta_{\text{к}} = 8,4$ °С.

Температура кипения раствора посередине греющих труб $t_{\text{к,с}} = 76,0 + 8,4 = 84,4$ °С.

Аналогично определяем температуру кипения 10%-ного раствора: $t_{\text{к,с}} = 67 + 1 + 1,6 + 8,4 = 78$ °С (где 1,6 °С — температурная депрессия).

Полезная разность температур $\Delta t = 66,9 - (8,0 + 8,4 + 1,0) = 49,5$ °С.

Массовый расход греющего пара находим из теплового баланса по формуле (15.9)

$$D = 1500 \frac{3,5 \cdot 84,4 - 3,77 \cdot 78}{2730 - 558,9} + 1000 \frac{2817 - 3,77 \cdot 78}{2730 - 558,9} = 1220,0 \text{ кг/ч,}$$

где $c_v = 3,5$ кДж/(кг·К); $c_n = 3,77$ кДж/(кг·К) — удельные теплоемкости соответственно 30%-ного и 10%-ного растворов.

Удельный расход пара $d = D/W = 1220/1000 = 1,220$ кг пара на 1 кг воды.

Площадь поверхности теплопередачи определим по формуле (13.3) $F = 1220(2730 - 558,9)10^2 / (940 \cdot 49,5 \cdot 3600) = 15,8$ м².

Количество труб $n = F / (\pi d h_{\text{тр}}) = 15,8 / (3,14 \cdot 0,38 \cdot 2,5) = 53$ трубы.

МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ



Массообменными процессами называют такие технологические процессы, скорость протекания которых определяется скоростью переноса вещества (массы) из одной фазы в другую конвективной и молекулярной диффузией: абсорбция, перегонка и ректификация, экстракция, сушка, адсорбция, кристаллизация и др. Аппараты, в которых протекают эти процессы, называют массообменными аппаратами.

Глава 16

ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ

16.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Массопередача имеет место в процессах абсорбции, перегонки и ректификации, экстракции и выщелачивания, сушки, адсорбции, кристаллизации и др.

При **абсорбции** происходит селективное поглощение газов или паров жидкими поглотителями — абсорбентами, т. е. имеет место переход вещества из газовой или паровой фазы в жидкую.

При **перегонке и ректификации** жидкая смесь разделяется на составляющие компоненты. Происходит переход веществ из жидкой фазы в паровую и из паровой в жидкую.

При **экстракции** происходит извлечение одного или нескольких веществ из растворов или твердых веществ с помощью растворителей. При экстракции в системе жидкость—жидкость имеет место переход вещества из одной жидкой фазы в другую жидкую фазу.

Процесс извлечения веществ из твердого тела с помощью растворителя называют **выщелачиванием**. При выщелачивании вещество переходит из твердой фазы в жидкую.

При **адсорбции** происходит избирательное поглощение газов, паров или растворенных в жидкостях веществ твердым поглотителем — адсорбентом, способным поглощать один или несколько компонентов из их смеси. Процесс используется во многих производствах, где из смеси газов, паров или растворенных веществ необходимо извлечь тот или иной компонент. При адсорбции вещества переходят из газовой или жидкой фазы в твердую.

Сушка — это удаление влаги из твердых или жидких влажных материалов путем ее испарения. В этом процессе имеет место переход влаги из твердого влажного материала в паровую или газовую фазу.

При **кристаллизации** из жидкой фазы выделяется вещество в виде кристаллов. При этом происходит переход вещества из жидкой фазы в твердую в результате возникновения и роста кристаллов в растворе.

16.2. КИНЕТИКА МАССОПЕРЕДАЧИ

Массопередача — процесс перехода вещества (или нескольких веществ) из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия.

В массообмене участвуют, как минимум, три вещества: распределяющее вещество (или вещества), составляющее первую фазу; распределяющее вещество (или вещества), составляющее вторую фазу; распределяемое вещество (или вещества), которое переходит из одной фазы в другую.

Обозначим первую фазу G , вторую — L , а распределяемое вещество — M . Все массообменные процессы обратимы, поэтому распределяемое вещество может переходить из фазы G в фазу L и наоборот в зависимости от концентрации вещества в фазах.

Пусть распределяемое вещество находится первоначально только в фазе G и имеет концентрацию Y . В фазе L в начальный момент распределяемое вещество отсутствует, т. е. концентрация его в этой фазе $X=0$.

Если распределяющие фазы привести в соприкосновение друг с другом, начинается переход распределяемого вещества из фазы G в фазу L и с появлением вещества M в фазе L начинается обратный переход его из фазы L в фазу G . До некоторого момента времени число частиц распределяемого вещества M , переходящих в единицу времени из фазы G в фазу L , больше, чем число частиц, переходящих из фазы L в фазу G . Однако конечным результатом является переход вещества M из фазы G в фазу L . По истечении определенного времени скорости прямого и обратного перехода вещества M в фазах G и L становятся одинаковыми. Такое состояние системы называется **равновесием**. При равновесии устанавливается строго определенная зависимость между концентрациями распределяемого вещества в фазах. Такие концентрации называют **равновесными**.

При равновесии каждой концентрации \bar{x} соответствует равновесная концентрация y_p , и наоборот, каждой концентрации y соответствует определенная равновесная концентрация \bar{x}_p .

В условиях равновесия существуют определенные в каждом кон-

кретном случае зависимости между концентрациями:

$$\bar{y}_p = f_1(\bar{x}); \quad \bar{x}_p = f_2(\bar{y}). \quad (16.1)$$

Эти зависимости определяются экспериментально и называются **равновесными зависимостями**.

Равновесные зависимости изображаются графически кривой или в частном случае прямой линией. На рис. 16.1 показана зависимость равновесной концентрации y компонента в газовой фазе G от его концентрации x в жидкой фазе L при постоянных давлении и температуре.

Отношение концентраций компонента в фазах в условиях равновесия $m = y_p / \bar{x}$ называется **коэффициентом распределения**.

Коэффициент распределения геометрически выражает тангенс угла наклона линии равновесия. В случае кривой линии равновесия коэффициент распределения является переменной величиной.

Конкретный вид законов равновесия применительно к различным процессам массопередачи будет рассматриваться в соответствующих главах.

Равновесные зависимости позволяют определить не только направление процесса, но и скорость перехода распределяемого вещества из одной фазы в другую.

Разность между фактической и равновесной концентрациями, характеризующая степень недостижения равновесия, является движущей силой массообменных процессов.

Расчет движущих сил и коэффициентов скорости массообменных процессов составляет кинетику массопередачи.

Основные уравнения массопередачи могут быть получены из общего уравнения кинетики. Согласно этому уравнению скорость массообменных процессов прямо пропорциональна движущей силе процесса и обратно пропорциональна диффузионному (массообменному) сопротивлению.

Обозначив величину, обратную диффузионному сопротивлению, через $K=1/R$ (где R — диффузионное, или массообменное, сопротивление), запишем

$$dM/(Fdt) = k\Delta, \quad (16.2)$$



Рис. 16.1. Диаграмма равновесия при $p = \text{const}$ и $t = \text{const}$

где M — количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую; F — площадь поверхности массопередачи; t — продолжительность процесса; k — коэффи-

циент скорости процесса, называемый в теории массопередачи коэффициентом массопередачи; Δ — движущая сила.

Нетрудно видеть, что dM/Fdt является скоростью массопередачи, отнесенной к единице контакта фаз.

Если dM отнесено к единице времени, имеем

$$dM = k\Delta dF. \quad (16.3)$$

При $k = \text{const}$ для всей поверхности массообмена

$$M = k\Delta F. \quad (16.4)$$

Уравнения (16.3) и (16.4) называют основными уравнениями массопередачи. Согласно этим уравнениям количество вещества, перенесенного из ядра одной фазы в ядро другой фазы, пропорционально разности его концентраций в ядрах фаз, площади поверхности фазового контакта и продолжительности процесса.

Коэффициент массопередачи показывает, какое количество вещества переходит из одной фазы в другую в единицу времени через единицу поверхности фазового контакта при движущей силе, равной единице.

Коэффициенты массопередачи в зависимости от единиц, в которых выражены движущая сила и количество распределяемого вещества, могут выражаться в м/с, кг/(ед. дв. силы·м²·с), кмоль/(ед. дв. силы·м²·с).

16.3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Рассмотрим схему элементарного массообменного аппарата, в котором происходит массообмен между двумя движущимися потоками фаз. Массовые скорости фаз относительно поверхности их раздела, выраженные в килограммах инертного вещества в час, обозначим G и L , а концентрации распределяемого вещества (в килограммах на килограмм инертного вещества) — соответственно y и x (рис. 16.2).

Предположим, что $y > y_p$, тогда распределяемое вещество будет

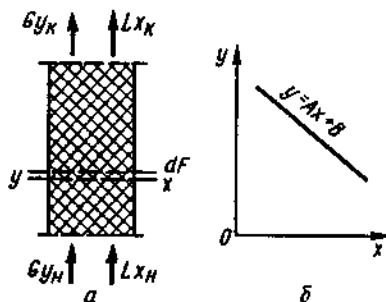


Рис. 16.2. К составлению материального баланса и выводу уравнения рабочей линии процесса:

a — схема потоков в аппарате; b — изображение рабочей линии в координатах $y \rightarrow x$

переходить из фазы G в фазу L , а концентрация в фазе G будет уменьшаться от \bar{y}_n до \bar{y}_k , соответственно концентрация в фазе L увеличится от \bar{x}_n до \bar{x}_k .

Для бесконечно малой площади поверхности аппарата dF

$$dM = G(-d\bar{y}) = Ld\bar{x}. \quad (16.5)$$

Интегрируя это уравнение в пределах изменения концентраций распределяемого вещества в аппарате, получим

$$M = -G(\bar{y}_k - \bar{y}_n) = G(\bar{y}_n - \bar{y}_k) = L(\bar{x}_k - \bar{x}_n), \quad (16.6)$$

откуда определим массовые расходы

$$G = L \frac{\bar{x}_k - \bar{x}_n}{\bar{y}_n - \bar{y}_k};$$

$$L = G \frac{\bar{y}_n - \bar{y}_k}{\bar{x}_k - \bar{x}_n}.$$

Интегрируя уравнение (16.5) в пределах от начальных до текущих концентраций, получим $G(\bar{y}_n - \bar{y}) = L(\bar{x} - \bar{x}_n)$, откуда определим связь между текущими концентрациями

$$\bar{y} = -\frac{L}{G}\bar{x} + \frac{L\bar{x}_n - G\bar{y}_n}{G}. \quad (16.7)$$

Аналогично для противоточного движения фаз

$$\bar{y} = \frac{L}{G}\bar{x} + \frac{G\bar{y}_n - L\bar{x}_k}{G}. \quad (16.8)$$

или

$$\bar{y} = Ax + B,$$

где $A = L/G$; $B = (G\bar{y}_n - L\bar{x}_k)/G$.

Из уравнений (16.7) и (16.8) легко видеть, что связь между текущими концентрациями распределяемого вещества подчиняется линейным уравнениям. Уравнение прямой, выражающее зависимость между фактическими (рабочими) концентрациями, называется *рабочей линией процесса*.

16.4. ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ МАССОПЕРЕДАЧИ

В процессах массопередачи следует различать несколько случаев массообмена: между потоком газа или пара и потоком жидкости; между потоками жидкости; между потоками жидкости и твердой фазой; между потоками газа или пара и твердой фазой.

Основными законами массопередачи являются закон молекулярной диффузии (первый закон Фика), закон массоотдачи (закон Ньютона — Шукарева) и закон теплопроводности.

Закон молекулярной диффузии (первый закон Фика), основанный на том, что диффузия в газах и растворах жидкостей происходит в результате хаотического движения молекул, приводящего к переносу молекул распределяемого вещества из зоны высоких концентраций в зону низких концентраций, гласит: количество вещества, перенесенного путем диффузии, пропорционально градиенту концентраций, площади, перпендикулярной направлению диффузионного потока, и продолжительности процесса:

$$dM = -D \frac{\partial \bar{C}}{\partial l} F dt, \quad (16.9)$$

где dM — количество вещества, перенесенного путем диффузии; D — коэффициент пропорциональности, или коэффициент диффузии; $\partial \bar{C} / \partial l$ — градиент концентрации в направлении диффузии; F — элементарная площадка, через которую происходит диффузия; dt — продолжительность диффузии.

Коэффициент диффузии показывает, какое количество вещества диффундирует через поверхность в 1 м^2 в течение 1 ч при разности концентраций на расстоянии 1 м, равной единице.

Знак «минус» в правой части уравнения показывает, что при молекулярной диффузии концентрация убывает.

Если единицы измерений $[M] = [\text{кг}]$, $[F] = [\text{м}^2]$, $[\tau] = [\text{ч}]$, $[C] = [\text{кг}/\text{м}^3]$ и $[l] = [\text{м}]$, то размерность коэффициента диффузии определится из уравнения (16.9):

$$D = \left[\frac{Ml}{F\tau C} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кг}} \right] = \left[\frac{\text{м}^2}{\text{ч}} \right] \text{ или } \left[\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right].$$

Значения коэффициента диффузии обычно берут из справочников или находят по следующим формулам:

для газов

$$D = 4,35 \cdot 10^{-2} \frac{T^{3/2}}{p(V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (16.10)$$

для жидкостей

$$D = \frac{8,2 \cdot 10^{-12} T}{\mu V_A^{1/3}} \left[1 + \left(\frac{3V_B}{V_A} \right)^{2/3} \right], \quad (16.11)$$

где T — температура, К; p — давление, Па; V_A и V_B — мольные объемы взаимодействующих веществ, $\text{см}^3/\text{моль}$; M_A и M_B — молекулярные массы веществ, $\text{кг}/\text{кмоль}$; μ — динамическая вязкость, $\text{мПа} \cdot \text{м}$; A и B — опытные константы, зависящие от природы вещества.

Коэффициенты диффузии зависят от агрегатного состояния систем. Для газов коэффициенты диффузии имеют значения $(0,1 \dots 1,0)10^{-4}$ м²/с. Они примерно на четыре порядка выше, чем для жидкостей. С увеличением температуры коэффициенты диффузии возрастают, а с повышением давления уменьшаются.

Коэффициенты диффузии в газах почти не зависят от концентрации, в то время как коэффициенты диффузии в жидкостях изменяются с изменением концентрации диффундирующего вещества.

Дифференциальное уравнение молекулярной диффузии (второй закон Фика) получают, рассмотрев материальный баланс по распределяемому веществу для элементарного параллелепипеда, выделенного мысленно в потоке одной из фаз (рис. 16.3).

Пусть через этот элементарный параллелепипед за счет молекулярной диффузии перемещается вещество. Если через грани $dydz$, $dx dy$ и $dx dz$ проходят количества вещества, соответственно равные M_x , M_y и M_z , то через противоположные грани выходят количества вещества M_{x+dx} , M_{z+dz} и M_{y+dy} , т. е. элементарный объем параллелепипеда приобретает диффундирующее вещество в количестве $dM = (M_x - M_{x+dx}) + (M_y - M_{y+dy}) + M_{z+dz}$. При этом концентрация вещества повышается на $(\partial \bar{C} / \partial t) \partial t$. Согласно основному закону молекулярной диффузии (первый закон Фика)

$$M_x = -D \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} dy dz d\tau;$$

$$M_{x+dx} = -D \frac{\partial (\bar{C} + \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} dx)}{\partial x} dy dz d\tau = -D \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} dy dz d\tau - D \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} dx dy dz d\tau$$

и, следовательно,

$$M_x - M_{x+dx} = D \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} dx dy dz d\tau.$$

Аналогично найдем разности между количествами вещества, прошедшего через другие противоположные грани параллелепипеда.

Общее количество приобретенного вещества

$$dM = D \left(\frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial z^2} \right) dy dx dz d\tau. \quad (16.12)$$

Это же количество вещества можно найти умножением объема параллелепипеда на изменение концентрации диффундирующего вещества за время $d\tau$:

$$dM = dx dy dz \frac{\partial \bar{C}}{\partial t} d\tau. \quad (16.13)$$

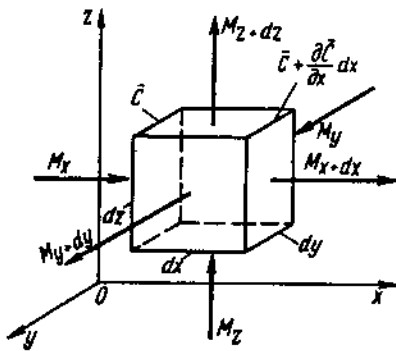


Рис. 16.3. К выводу дифференциального уравнения молекулярной диффузии

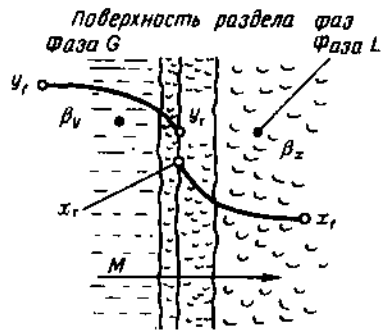


Рис. 16.4. К выводу уравнения массоотдачи

Приравнявая уравнения (16.12) и (16.13), получим дифференциальное уравнение молекулярной диффузии

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial t} = D \left(\frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial z^2} \right) \quad (16.14)$$

Основной закон массоотдачи, который является аналогом закона Ньютона (см. главу 13), был установлен русским ученым Шукаревым при изучении растворения твердых тел. Этот закон формулируется так: количество вещества, перенесенного потоком от поверхности раздела фаз (контакта фаз) в воспринимающую фазу или в обратном направлении, прямо пропорционально разности концентраций у поверхности контакта фаз и в ядре потока воспринимающей фазы, площади поверхности контакта фаз и продолжительности процесса.

Согласно теории диффузионного пограничного слоя распределяемое вещество переносится из ядра потока жидкости к поверхности раздела фаз непосредственно конвективными потоками жидкости и молекулярной диффузией. В рассматриваемой системе (рис. 16.4) различают ядро потока и пограничный диффузионный слой. В ядре перенос вещества осуществляется преимущественно потоками жидкости или газа. В условиях турбулентного течения потоков концентрация распределяемого вещества в данном сечении в условиях стационарного режима сохраняется постоянной. По мере приближения к пограничному диффузионному слою турбулентный перенос снижается и начинает увеличиваться перенос за счет молекулярной диффузии. При этом появляется градиент концентрации распределяемого вещества, растущий по мере приближения к границе. Таким образом, область пограничного диффузионного слоя — это

область появления и роста градиента концентрации, область увеличения влияния скорости молекулярной диффузии на общую скорость массопередачи.

Примем, что распределяемое вещество M переходит из фазы G , в которой его концентрация выше равновесной, в фазу L .

Если концентрации вещества в ядрах фаз принять равными y_f и x_p , а концентрации на поверхности раздела фаз — соответственно y_r и x_r , то процесс массоотдачи вещества из ядра фазы G к поверхности раздела фаз и от поверхности раздела фаз в ядро фазы L можно записать так:

$$\begin{aligned} dM &= \beta_y (y_f - y_r) F dt; \\ dM &= \beta_x (x_r - x_p) F dt, \end{aligned} \quad (16.15)$$

где β_y, β_x — коэффициенты массоотдачи, характеризующие перенос вещества конвективными и диффузионными потоками одновременно; концентрации y_r и x_r предполагаются равными равновесным, т. е. $y_r = y_p$ и $x_r = x_{pL}$.

$$\begin{aligned} \text{Размерность коэффициента массоотдачи } \beta &= \left[\frac{M}{(y_f - y_r) F t} \right] = \\ &= \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}^3}{\text{кг} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{ч}} \right] = \left[\frac{\text{м}}{\text{ч}} \right]. \end{aligned}$$

Коэффициент массоотдачи показывает, какое количество вещества передается от поверхности контакта фаз площадью в 1 м^2 в ядро воспринимающей фазы или в обратном направлении в течение единицы времени при разности движущих сил, равной единице.

По физическому смыслу коэффициенты массоотдачи отличаются от коэффициентов массопередачи, но выражаются в одинаковых единицах.

Для установившегося процесса dM выражает количество вещества, перенесенного от поверхности контакта фаз в ядро или из ядра потока к ее поверхности в единицу времени.

Для этого случая уравнение (16.15) переписывается так:

$$dM = \beta_y (\bar{y}_f - \bar{y}_r) dF.$$

Если $\beta = \text{const}$ для всей поверхности контакта фаз,

$$M = \beta_y (\bar{y}_f - \bar{y}_r) F. \quad (16.16)$$

Если рассмотреть вновь элементарный объем фазы (см. рис. 16.3), перемещающийся в пограничном слое, то можно утверждать, что концентрация распределяемого вещества в нем меняется не только за счет молекулярной диффузии, но также и за счет турбулентного переноса его. В этом случае концентрация распределя-

емого вещества будет функцией не только координат и времени, как в случае только молекулярной диффузии, но и скорости перемещения.

Соответственно этому изменение концентрации G выразим через субстанциональную производную:

$$\frac{D\bar{C}}{D\tau} = \frac{\partial\bar{C}}{\partial\tau} + \frac{\partial\bar{C}}{\partial x}v_x + \frac{\partial\bar{C}}{\partial y}v_y + \frac{\partial\bar{C}}{\partial z}v_z. \quad (16.17)$$

В этом уравнении сумма членов $\frac{\partial\bar{C}}{\partial x}v_x + \frac{\partial\bar{C}}{\partial y}v_y + \frac{\partial\bar{C}}{\partial z}v_z$ характеризует конвективное изменение концентрации, а $\frac{\partial\bar{C}}{\partial\tau}$ — локальное.

Увеличение количества распределяемого вещества за счет молекулярной диффузии определяется уравнением (16.14). Приравнявая уравнение (16.17) к (16.14) и заменяя локальное изменение концентрации $\frac{\partial\bar{C}}{\partial\tau}$ на полное $\frac{D\bar{C}}{D\tau}$ в (16.17), получим дифференциальное уравнение конвективной диффузии

$$\begin{aligned} \frac{\partial\bar{C}}{\partial\tau} + \frac{\partial\bar{C}}{\partial x}v_x + \frac{\partial\bar{C}}{\partial y}v_y + \frac{\partial\bar{C}}{\partial z}v_z &= \\ &= D\left(\frac{\partial^2\bar{C}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2\bar{C}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2\bar{C}}{\partial z^2}\right). \end{aligned} \quad (16.18)$$

Для полного математического описания процесса это уравнение должно быть дополнено уравнением, характеризующим условие на границе раздела фаз.

Количество вещества, передаваемого из фазы в фазу у границы, определяется основным законом конвективной диффузии (16.15). У поверхности раздела фаз вещество переходит из фазы в фазу, как было установлено выше, за счет молекулярной диффузии [см. уравнение (16.9)]. Приравнявая эти уравнения, получим

$$\beta\Delta\bar{C} = -D\partial\bar{C}/(\partial x), \quad (16.19)$$

где $\Delta\bar{C} = \bar{C}_r - \bar{C}_f$ — движущая сила процесса.

Уравнение (16.19) характеризует условие массообмена на границе фазы и дополняет уравнение (16.18), являясь вместе с ним математическим описанием процесса конвективной диффузии.

Критериальные уравнения конвективной диффузии получают из уравнений (16.18) и (16.19).

Для получения диффузионных критериев подобия воспользуемся методами теории подобия. Из уравнения (16.19) получим безразмер-

ный комплекс $\beta \Delta \bar{C} \partial x / (D \bar{C})$, из которого после сокращения получают диффузионный критерий Нуссельта

$$Nu_d = \beta l / D, \quad (16.20)$$

который характеризует условия на границе рассматриваемой фазы, т. е. выражает отношение интенсивности переноса вещества в ядре фазы конвективной диффузией (β) к интенсивности переноса в диффузионном слое, где интенсивность переноса определяется молекулярной диффузией (D).

Из дифференциального уравнения конвективной диффузии (16.18), разделив все члены на $D \partial^2 \bar{C} / \partial x^2$, получим безразмерные комплексы

$$\frac{\partial \bar{C} \partial x^2}{\partial x \partial^2 \bar{C}} \text{ и } \frac{\partial \bar{C} v_x \partial x^2}{\partial x D \partial^2 \bar{C}}$$

и соответственно диффузионный критерий Фурье

$$Fo_d = D \tau / l^2 \quad (16.21)$$

и диффузионный критерий Пекле

$$Pe_d = v l / D. \quad (16.22)$$

Критерий Fo_d характеризует изменение скорости потока диффундирующей массы во времени и используется для характеристики нестационарных процессов диффузии. Преобразуем критерий Pe_d и представим его в виде произведения

$$Pe_d = \frac{v l}{D} = \frac{v l}{\nu} \frac{\nu}{D} = Re Pr_d.$$

Диффузионный критерий Прандтля $Pr_d = \nu / D$ характеризует подобие полей физических величин и определяется только физическими свойствами вещества. Найдя критерии подобия, характеризующие явление массообмена, запишем общее критериальное уравнение конвективной диффузии

$$f(Re, Gr, Nu_d, Pr_d, Fo_d) = 0. \quad (16.23)$$

Критерий Нуссельта в этом уравнении является определяемым в отличие от других критериев, которые являются определяющими, т. е. составленными целиком из параметров, входящих в условие однозначности. Коэффициент массоотдачи, входящий в критерий Нуссельта, не входит в условие однозначности и является искомой величиной.

В явном виде уравнение (16.23) переписывается так:

$$\text{Nu}_d = f(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Pr}_d, \text{Fo}_d). \quad (16.24)$$

Критерий Грасгофа в этом уравнении характеризует конвективную диффузию в условиях естественной конвекции.

В случае стационарных процессов из общего критериального уравнения исключается критерий Фурье и оно приобретает вид

$$\text{Nu}_d = f(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Pr}_d). \quad (16.25)$$

При вынужденном движении можно пренебречь естественной конвекцией. В этом случае из уравнения (16.25) выпадает критерий Грасгофа и уравнение приобретает вид

$$\text{Nu}_d = f(\text{Re}, \text{Pr}_d). \quad (16.26)$$

Конкретные критериальные уравнения приводятся в соответствующих главах этой части.

По значениям критерия Нуссельта, найденным по критериальным уравнениям, определяют коэффициент массоотдачи

$$\beta = \text{Nu}_d D / l. \quad (16.27)$$

Между переносом теплоты, массы и механической энергии существует, как отмечалось ранее, аналогия, эти процессы описываются однотипными дифференциальными уравнениями.

При рассмотрении движения потока жидкости в трубе различают пограничный слой и ядро потока. В ядре турбулентного потока происходит выравнивание скоростей по нормали к вектору скорости, в пограничном же слое происходит резкое изменение скорости потока до нуля. Такое же выравнивание температур и концентраций происходит в процессах тепло- и массопередачи. Таким образом, имеет место аналогия между этими процессами.

Исходя из этой аналогии, можно приближенно определять коэффициенты массоотдачи по данным о трении жидкостного потока или о скорости переноса теплоты.

На основании гидродинамической аналогии можно определить отношение коэффициента массоотдачи β к средней скорости потока v , которое представляет собой безразмерную величину и носит название диффузионного критерия Стантона

$$\text{St}_d = \beta / v = \text{Nu}_d / \text{Pe}_d = \frac{\beta l D}{v l D}.$$

Критерий Стантона характеризует подобие полей концентраций и скоростей при массоотдаче в турбулентных потоках.

Существует связь между коэффициентом массопередачи и коэффициентами массоотдачи. Рассмотрим процесс массопередачи при переходе распределяемого вещества из фазы G в фазу L при условии линейных зависимостей между рабочими и равновесными концентрациями (см. рис. 16.4). Примем, что на границе раздела фаз достигается равновесие.

Количество вещества, перемещающегося из фазы G к поверхности на границе раздела фаз, может быть определено по уравнению

$$dM = \beta_y (y - y_r) dF,$$

где β_y — коэффициент массоотдачи для фазы G .

Количество распределяемого вещества, перемещающегося от элемента поверхности в фазу L , может быть вычислено также по фазе L по уравнению (16.15). В этом случае движущую силу следует выразить разностью $x_r - x_f$:

$$dM = \beta_x (\bar{x}_r - \bar{x}) dF,$$

где β_x — коэффициент массоотдачи для фазы L .

Так как известна равновесная зависимость $y_p = mx$, концентрацию x в фазе L можно выразить через равновесную в фазе G :

$$dM = \beta_x (x_r - x) dF = \frac{\beta_x}{m} (y_{p,r} - y_p) dF.$$

Тогда

$$y_{p,r} - y_p = \frac{dM m}{\beta_x dF}; \quad y - y_r = \frac{dM}{\beta_y dF}.$$

Сложим левые и правые части этих уравнений

$$y - y_p = dM / [dF (m/\beta_x + 1/\beta_y)],$$

так как $y_r = y_{p,r}$

Из основного уравнения массопередачи (16.4) получим

$$y - y_p = \frac{dM}{dF} \frac{1}{K}.$$

Приравнивая правые части уравнения, получим

$$\frac{1}{K_y} = \frac{m}{\beta_x} + \frac{1}{\beta_y} \quad \text{или} \quad K_y = \frac{1}{(m/\beta_x) + (1/\beta_y)} \quad (16.28)$$

Рассуждая аналогично, для фазы L будем иметь

$$\frac{1}{K_x} = \frac{l}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \quad \text{или} \quad K_x = \frac{1}{[1/(m\beta_y)] + (1/\beta_x)}. \quad (16.29)$$

Левые части этих уравнений представляют собой общее диффузионное сопротивление переносу, а их правые части — сумму диффузионных сопротивлений массоотдаче в фазах. Зависимости (16.28) и (16.29) являются поэтому уравнениями аддитивности фазовых сопротивлений.

Коэффициенты K_y и K_x связаны соотношением $K_y = K_x/m$. Числовые значения коэффициентов массопередачи определяются значениями коэффициентов массоотдачи и углом наклона равновесной линии. Коэффициенты массоотдачи определяют по критериальным уравнениям.

16.5. МАССОПЕРЕДАЧА С ТВЕРДОЙ ФАЗОЙ

К этим процессам относятся экстракция из твердых пористых материалов (выщелачивание), сушка и адсорбция.

Массоперенос в твердом пористом материале представляет собой неустановившийся процесс.

Перенос вещества из твердого капиллярно-пористого тела через границу раздела фаз в газовую (паровую) среду (сушка), в жидкую (экстракция) или из газовой (паровой) среды в твердое тело (адсорбция) происходит при наличии градиента потенциала переноса в направлении достижения равновесия.

На перенос вещества значительное влияние оказывает его структура. Твердое пористое тело представляет собой систему со сложными многообразными геометрическими характеристиками, главными из которых являются пористость, полидисперсность, распределение пор по размерам, форма капилляров.

В зависимости от капиллярно-пористой структуры твердые материалы классифицированы в порядке уменьшения величины критического диаметра пор, которому соответствуют усложнение внутренней структуры твердого тела и увеличение внутридиффузионного сопротивления, на широкопористые ($d_{кр}$ до 100 нм), среднепористые и материалы с ультрамикрорами.

В общем случае перенос вещества внутри пористого твердого тела осуществляется как в паровой, так и в жидкой фазе. В случае десорбции влаги при небольшой влажности материала влага перемещается в основном за счет молекулярного переноса пара. При большой влажности материала перемещение жидкости и пара обусловлено явлениями с различными механизмами переноса: капиллярными, осмотическими, термокапиллярными, гравитационными потоками газовой (паровой) фазы.

Значение каждого из перечисленных механизмов переноса зависит от капиллярно-пористой структуры твердого тела и режима проведения процесса.

Массоперенос в системе с твердой фазой рассмотрим на примере десорбции влаги из твердого тела на следующей схеме (рис. 16.5).

В начальный момент времени $\tau = \tau_0$ концентрация распределяемого вещества постоянная во всем объеме пластины и равна X_n . Концентрация распределяемого вещества в омывающей твердое тело фазе постоянна и равняется y_f . При начальной концентрации вещества в твердом теле X_n , большей равновесной концентрации, соответствующей концентрации в омывающей фазе, распределяемое вещество перемещается в омывающую фазу с поверхности раздела фаз.

При удалении свободной поверхностной влаги температура материала не меняется и равна температуре мокрого термометра, а давление паров над материалом равно давлению насыщенных паров жидкости. В этот период влага удаляется из твердого материала при постоянной скорости.

С течением времени концентрация вещества в твердом теле непрерывно снижается, принимая значения X_1, X_2 . Начиная с некоторой критической концентрации $X_{кр}$, наблюдается продвижение зоны испарения в глубь тела, что приводит к уменьшению градиента потенциала переноса и к замедлению процесса.

Удаление влаги происходит не только в продвигающейся внутрь тела поверхности испарения с переменной координатой ($l = R - \xi$), но и во всей толщине ξ «отработанного слоя», постепенно уменьшаясь по мере приближения к поверхности тела. Это явление объясняется различными формами связи влаги с материалом.

В период уменьшения скорости общая скорость массопереноса будет определяться скоростью перемещения общего массового потока вещества от поверхности испарения к поверхности тела, т. е. скоростью массопроводности, которая определяется механизмом массопереноса.

Процесс массопроводности описывается уравнением, аналогичным закону Фика (Фурье),

$$i = - \frac{dM}{Fd\tau} = -k \frac{\partial X}{\partial l}, \quad (16.30)$$

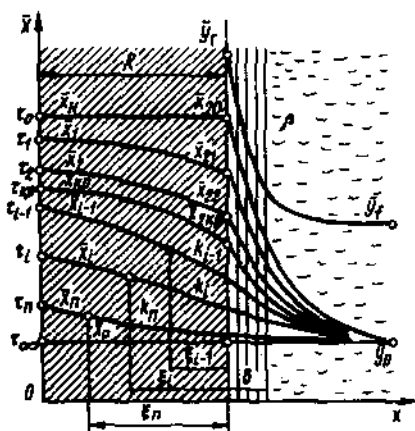


Рис. 16.5. Модель массопереноса вещества в капиллярно-пористом теле

в котором $k=f(X, t)$ называется коэффициентом массопроводности. Здесь X — концентрация распределяемого вещества в твердом теле; t — температура тела.

В процессах адсорбции коэффициент массопроводности значительно зависит от степени насыщения адсорбента адсорбтивом и температуры.

В процессах экстрагирования тепловые эффекты незначительны, что позволяет рассматривать процесс массопереноса как изотермический. Это обстоятельство облегчает анализ и расчет кинетики процесса.

Наиболее сложным процессом массопереноса с твердой фазой является сушка, представляющая собой взаимосвязанный тепломассообменный процесс.

Дифференциальное уравнение массопроводности, которое выводится аналогично дифференциальному уравнению теплопроводности, имеет вид

$$\frac{\partial X}{\partial t} = k \left(\frac{\partial^2 X}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 X}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 X}{\partial z^2} \right). \quad (16.31)$$

Условия на границе сформулируем так: к элементарной площадке dF на границе раздела фаз подводится из твердой фазы вещество в количестве dM , которое определяется уравнением (16.30). Это вещество отводится в омывающую фазу за счет конвективной диффузии, т. е. $dM = \beta(y_r - y_p)Fdt$. Приравнявая к этому выражению уравнение (16.30) и проводя преобразования, получим

$$-k \partial \bar{X} / \partial t = \beta \Delta \bar{y}.$$

Методом теории подобия получим безразмерный комплекс

$$Bi_d = \beta l / k, \quad (16.32)$$

который называется диффузионным критерием Био.

Из уравнения массопроводности получим диффузионный критерий Фурье

$$Fo_d = k\tau / l^2. \quad (16.33)$$

Критерий Био показывает соотношение между скоростью перемещения вещества от поверхности фаз в омывающую фазу, которая характеризуется коэффициентом массоотдачи β , и скоростью массопроводности.

Критерий Фурье характеризует изменение скорости массопереноса внутри твердого тела во времени.

При подобии процессов массопроводности должно соблюдаться геометрическое подобие, которое для одномерного потока выра-

жается как ξ/R , где ξ — координата; R — определяющий размер твердого тела. Определяемой величиной является безразмерная концентрация: $(X - X_p)/(X_y - X_p)$, где X — концентрация в данной точке твердой фазы в момент времени τ .

Для одномерного потока критериальное уравнение массопроводности запишется так:

$$\frac{\bar{X} - \bar{X}_p}{\bar{X}_n - \bar{X}_p} = f(\text{Bi}_d, \text{Fo}_d, \xi/R). \quad (16.34)$$

Аналитическое решение уравнения (16.34) имеется только для твердых тел простейшей формы: неограниченной пластины, бесконечного цилиндра и шара. Для облегчения расчетов составлены для этих тел графики, позволяющие определить по критериям Bi_d и Fo_d безразмерные концентрации.

В зависимости от структуры капиллярно-пористого тела, режима процесса, концентрации вещества в твердой фазе стадией, определяющей скорость процесса, может быть внешний либо внутренний массоперенос либо скорость общего процесса будет определяться обеими стадиями процесса одновременно. Для характеристики влияния внутреннего и внешнего массопереноса на кинетику процесса служит значение критерия Био, которое представляет отношение внешнедиффузионного сопротивления массопереносу к внутридиффузионному.

Для описания массопередачи в системе с твердой фазой в первом приближении может быть использовано основное уравнение массопередачи (16.4).

Коэффициент массопередачи рассчитывают, например, по уравнению

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{l}{(\psi + n)km}, \quad (16.35)$$

в котором ψ — коэффициент формы, равный для пластины 1, для цилиндра 2, для шара 3; n — показатель степени в уравнении распределения концентраций в твердом теле.

При проведении процесса во внешнедиффузионной области, когда $\text{Bi}_d \ll 3,0$, уравнение (16.35) преобразуется так:

$$K \approx \beta_y. \quad (16.36)$$

В этом случае скорость процесса целиком определяется внешнедиффузионными факторами.

При одновременном течении процессов тепло- и массообмена для определения коэффициентов тепло- и массообмена предложены

критериальные уравнения вида

$$Nu = A Re^n Pr^{0,33} Gu^{0,175}, \quad (16.37)$$

где Gu — критерий Гухмана, характеризующий объемное испарение жидкости в адиабатических условиях. Значения A и n зависят от гидродинамического режима в аппарате.

При $Bi \geq 50$ лимитирующей стадией является массопроводность внутри материала и из (16.35) следует

$$K = f(k), \quad (16.38)$$

где $k = f(X, t)$.

Сложность связи коэффициента массопроводности k с влажностью материала и температурой процесса обуславливает экспериментальное определение коэффициента массопроводности для каждого материала. Для ряда капиллярно-пористых материалов накоплено большое количество экспериментальных данных по коэффициентам массопроводности.

16.6. ДВИЖУЩАЯ СИЛА МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Движущая сила массообменных процессов, как было сказано, определяется степенью отклонения от равновесия, которое вычисляется как разность между рабочей и равновесной концентрациями или, наоборот, равновесной и рабочей в зависимости от того, какие значения из них больше. Движущую силу можно выразить через концентрации распределяемого вещества в фазе G через y или в фазе L через X .

Различают локальные движущие силы, вычисленные для массообменного процесса, протекающего на бесконечно малой площади контакта фаз, и движущие силы для всего процесса массообмена в пределах изменения концентраций от начальных до конечных.

Локальные движущие силы изменяются с изменением концентраций, поэтому для всего процесса массообмена вычисляют средние движущие силы.

Выражение и значение средней движущей силы зависят от вида уравнения равновесия.

Рассмотрим определение средней движущей силы, когда линия равновесия определяется уравнением кривой (рис. 16.6) $\bar{y}_p = f(x)$ в противоточном массообменном аппарате при условии $\bar{y} > \bar{y}_p$.

Примем, что расходы фаз G и L постоянны, коэффициенты массопередачи K_y и K_x не меняются по длине аппарата, $y > y_p$ и перенос вещества происходит из фазы G в фазу L .

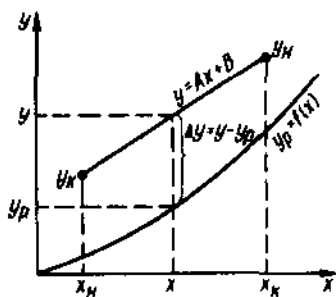


Рис. 16.6. Изображение рабочей и равновесной линий в координатах $y-x$

Для элемента поверхности на основании уравнения материального баланса (16.5) можно записать $dM = -G(dy) = K_y(y - y_p)dF$.

Разделяя переменные \bar{y} и F и интегрируя это выражение в пределах изменения концентрации от y_n до y_k (см. рис. 16.1) и поверхности контакта фаз от 0 до F , получим

$$-\int_{y_k}^{y_n} \frac{d\bar{y}}{\bar{y} - \bar{y}_p} = \int_0^F \frac{K_y}{G} dF, \quad (16.39)$$

откуда

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{d\bar{y}}{\bar{y} - \bar{y}_p} = \frac{K_y}{G} F. \quad (16.40)$$

Согласно уравнению материального баланса (16.6) количество вещества, перешедшего из фазы G в фазу L , равно $M = G(y_n - y_k)$. Подставим G из последнего выражения в уравнение (16.40)

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y_p} = \frac{K_y F}{M} (y_n - y_k),$$

откуда

$$M = K_y F \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y_p}}; \quad (16.41)$$

$$\Delta \bar{y}_{cp} = (y_n - y_k) / \int_{y_k}^{y_n} \frac{d\bar{y}}{y - y_p}. \quad (16.42)$$

Аналогично можно определить среднюю движущую силу в концентрациях x в фазе L

$$\Delta x_{cp} = (x_k - x_n) / \int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x_p - x}. \quad (16.43)$$

Интеграл в знаменателе уравнений (16.42) и (16.43) называется числом единиц переноса m :

$$m_y = \int_{y_n}^{y_k} \frac{dy}{y-y_p}; \quad (16.44)$$

$$m_x = \int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x_p-x}. \quad (16.45)$$

Из уравнений (16.41), (16.42), (16.44) и (16.45) находят соотношения между средней движущей силой и числом единиц переноса:

$$m_y = \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}}. \quad (16.46)$$

Сопоставляя уравнение (16.41) с основным уравнением массопередачи (16.2), найдем выражения средних движущих сил массопередачи

$$m_x = \frac{x_k - x_n}{\Delta x_{cp}}. \quad (16.47)$$

Из уравнений (16.46) и (16.47) следует, что число единиц переноса обратно пропорционально средней движущей силе процесса.

Из уравнений (16.46) и (16.47) также следует, что число единиц переноса характеризует изменение рабочих концентраций на единицу движущей силы.

В уравнениях (16.42) и (16.43) знаменатель дробей находят графическим интегрированием. Так, например, в пределах концентраций $y_k - y_n$ через определенные интервалы для ряда значений y находят соответствующие им величины x , y_p , $y - y_p$ и $1/(y - y_p)$.

На диаграмме в координатах $y - 1/(y - y_p)$ строят кривую, как показано на рис. 16.7. Площадь под кривой, ограниченная ординатами y_k и y_n , умноженная на масштаб диаграммы M_1 и M_2 , дает искомый интеграл

$$m_y = \int_{y_n}^{y_k} \frac{dy}{y - y_p} = f_1 M_1 M_2. \quad (16.48)$$

Ниже будет показано, что число единиц переноса используют для расчета высоты массообменных аппаратов, особенно когда поверхность контакта фаз трудно определить.

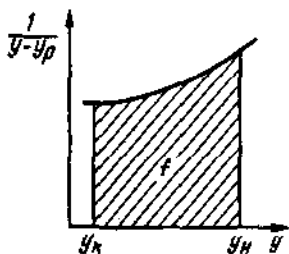


Рис. 16.7. К определению числа единиц переноса графическим интегрированием

В частных случаях, например при массопередаче в разбавленных растворах (адсорбция, экстракция), а также при расчете массообменных аппаратов, когда для упрощения расчетов аппроксимируют линию равновесия прямой, средняя движущая сила массопередачи определяется, как и при расчете теплообменных аппаратов (см. главу 13), как средняя логарифмическая или средняя арифметическая величина из движущих сил на входе и выходе из аппарата.

Рассмотрим расчет средних движущих сил при различных схемах взаимодействия потоков.

На рис. 16.8,а приведена общая схема изменения концентраций при противоточном взаимодействии потоков.

В этом случае средние движущие силы в n -м элементе аппарата определяются так:

$$\Delta y_{\text{cp}} = \frac{(y_{(n+1)p} - y_n) - (y_{np} - y_{n-1})}{\ln \frac{y_{(n+1)p} - y_n}{y_{np} - y_{n-1}}}; \quad (16.49)$$

$$\Delta x_{\text{cp}} = \frac{(x_{n+1} - x_{(n+1)p}) - (x_n - x_{np})}{\ln \frac{x_{n+1} - x_{(n+1)p}}{x_n - x_{np}}}. \quad (16.50)$$

В случае прямотока (рис. 16.8,б)

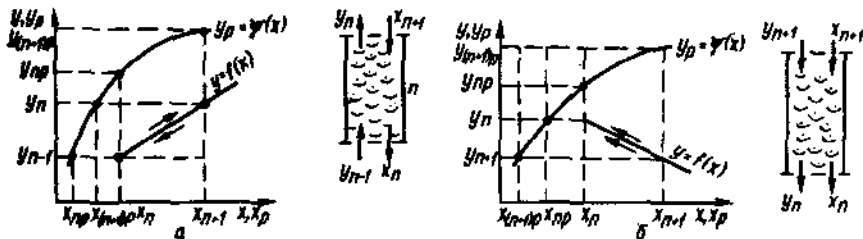


Рис. 16.8. Схемы массообмена и условия отсчета движущих сил: а — при противотоке; б — при прямотоке

$$\Delta y_{cp} = \frac{(y_{(n+1)p} - y_{n+1}) - (y_{np} - y_n)}{\ln \frac{y_{(n+1)p} - y_{n+1}}{y_{np} - y_n}}; \quad (16.51)$$

$$\Delta x_{cp} = \frac{(x_{n+1} - x_{(n+1)p}) - (x_n - x_{np})}{\ln \frac{x_{n+1} - x_{(n+1)p}}{x_n - x_{np}}}. \quad (16.52)$$

При расчете движущей силы при перекрестном токе взаимодействующих фаз принимают в большинстве случаев одну из схем изменения концентраций фаз в аппарате, а именно: обе фазы на элементе аппарата идеально перемешаны; газ (пар) идеально перемешан, а в фазе, протекающей через элемент аппарата, концентрация меняется линейно; фаза, перетекающая через элемент аппарата, идеально перемешана, а в газе (паре), пронизывающем перетекающий поток, концентрация меняется линейно.

Схема массообмена на элементе аппарата и условия отсчета движущих сил приведены на рис. 16.9.

На n -й элемент поступает фаза концентрацией x_{n+1} . В результате массообмена с поступающим с нижележащего элемента газом (паром) с концентрацией y_{n-1} концентрация в жидкой фазе изменяется до конечной, равной x_n , а концентрация в паре изменяется до y_n .

В случае, когда обе фазы на элементе аппарата идеально перемешаны, средняя движущая сила определяется так:

$$\begin{aligned} \Delta y &= y_{np} - y_n; \\ \Delta x &= x_n - x_{np}. \end{aligned} \quad (16.53)$$

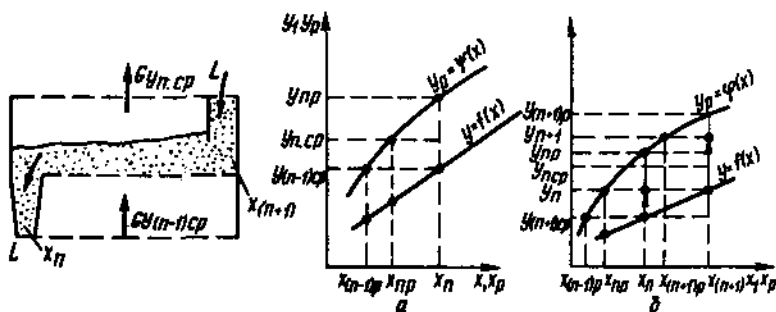


Рис. 16.9. Схема массообмена и условия отсчета движущих сил при перекрестном токе: а — жидкая фаза идеально перемешана, а пар (газ) идеально вытесняется в слой; б — обе фазы идеально перемешаны

Условия отсчета движущей силы для случая, когда жидкая фаза идеально перемешана на элементе и имеет концентрацию x_n , равную концентрации на выходе, а газ (пар) линейно меняет концентрацию от y_{n-1} до y_n , представлены на рис. 16.9.

Следует отметить, что эта схема изменения концентраций в фазах соответствует процессу в аппаратах перекрестного тока небольших диаметров.

На таком представлении о характере взаимодействия фаз основан ряд методов расчета размеров аппаратов. В этом случае движущие силы определяются так:

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_n - y_{n-1}}{\ln \frac{y_{np} - y_{n-1}}{y_{np} - y_n}}; \quad \Delta x_{cp} = \frac{x_{np} - x_{(n-1)p}}{\ln \frac{x_n - x_{(n-1)p}}{x_n - x_{np}}} \quad (16.54)$$

Для случая идеального вытеснения потоков средние движущие силы в аппарате (рис. 16.9,б) будут определяться как средние логарифмические из движущих сил на входе потока и на выходе из аппарата. Граничные локальные движущие силы в аппарате при линейном изменении концентраций в паре (газе) определяются уравнениями (16.54). Среднюю движущую силу с учетом выражений (16.54) можно получить в виде

$$\Delta y_{cp} = \frac{\frac{y_{n+1} - y_{(n-1)cp}}{\ln \frac{y_{(n+1)p} - y_{(n-1)cp}}{y_{(n+1)p} - y_{n+1}}} - \frac{y_n - y_{(n-1)cp}}{\ln \frac{y_{np} - y_{(n-1)cp}}{y_{np} - y_n}}}{\ln \left[\frac{y_{n+1} - y_{(n-1)cp}}{y_n - y_{(n-1)cp}} \frac{\ln \frac{y_{np} - y_{(n-1)cp}}{y_{np} - y_n}}{\ln \frac{y_{(n+1)p} - y_{(n-1)cp}}{y_{(n+1)p} - y_{n+1}}} \right]} \quad (16.55)$$

Расчет движущей силы из принятых условных схем взаимодействия потоков приводит, как правило, к погрешностям в определении площади рабочей поверхности аппарата.

Все реальные аппараты, как было отмечено выше, в большинстве случаев относятся по гидродинамической характеристике к аппаратам промежуточного типа, в которых движущая сила зависит от распределения концентраций и температур в рабочей зоне аппарата.

Общим для рассмотренных выше схем изменения концентраций в фазах является то, что ни одна из них не учитывает реальной гидродинамической обстановки в аппарате.

Действительную движущую силу можно определить на основании гидродинамических моделей и экспериментальных данных по перемешиванию фаз на контактном устройстве.

Коэффициент использования движущей силы в прямо- и противоточных аппаратах

$$E_N = \frac{\ln \frac{\Delta_{n1}}{\Delta_{n(N)}}}{N \left(\sqrt[N]{\frac{\Delta_{n1}}{\Delta_{n(N)}} - 1} \right)}, \quad (16.56)$$

где Δ_{n1} , $\Delta_{n(N)}$ — движущие силы на входе и выходе из n -го контактного устройства.

Для аппаратов перекрестного тока соответственно получено выражение

$$E_N = \frac{\Delta_{n1} - \Delta_{n(N)}}{\Delta_{cm} N \left(\sqrt[N]{\frac{\Delta_{n1}}{\Delta_{n(N)}} - 1} \right)}, \quad (16.57)$$

Из уравнения (16.57) по фазе L , например, при $y_p > u$ получим

$$E_{xN} = \frac{2x_{n+1} - [x_{(n-1)p} + x_{(n+1)p}]}{2x_n - (x_{(n-1)p} + x_{np})} \cdot \frac{1}{N \left(\sqrt[N]{\frac{2x_{(n+1)} - [x_{(n-1)p} + x_{(n+1)p}]}{2x_n - (x_{(n-1)p} + x_{np})} - 1} \right)} \quad (16.58)$$

Из последнего уравнения можно получить выражение, удобное для расчетов,

$$E_{yN} = \frac{\frac{m}{2A} m_{yc}}{N \left(\sqrt[N]{1 + \frac{m}{2A} m_{yc} - 1} \right)}, \quad (16.59)$$

где m и A — тангенсы углов наклона равновесной и рабочей линий; m_{yc} — число единиц переноса по фазе G , вычисленное при условии идеального перемешивания газовой (паровой) фазы; N — количество псевдосекций.

В некоторых массообменных аппаратах, например в насадочных, тарельчатых, площадь поверхности фазового контакта трудно определить. В этих случаях для их расчета используют **модифицированные уравнения массопередачи**.

Площадь поверхности фазового контакта в таких аппаратах

$$F = V\sigma,$$

где V — объем аппарата, м^3 ; σ — удельная поверхность фазового контакта, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Подставляя величину F в уравнение массопередачи (16.4), получим

$$M = K_y \sigma V \Delta y_{\text{cp}}. \quad (16.60)$$

Величины $K_y \sigma$ и $K_x \sigma$ называют объемными коэффициентами массопередачи, соответственно $\beta_y \sigma$ и $\beta_x \sigma$ — объемными коэффициентами массоотдачи.

Из уравнения (16.60) получают

$$V = \frac{M}{K_{yV} \Delta y_{\text{cp}}}, \text{ или } V = \frac{M}{K_{xV} \Delta x_{\text{cp}}},$$

где $K_{yV} = K_{y\sigma}$ и $K_{xV} = K_{x\sigma}$ — объемные коэффициенты массопередачи.

Представив $F = Hf\sigma$, можно из (16.41) определить высоту массообменного аппарата, имея в виду, что $M = G(y_n - y_k)$:

$$H = \frac{G}{K_{f\sigma}} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y_p}, \quad (16.61)$$

где f — площадь поперечного сечения аппарата, м^2 .

Величина $\frac{G}{K_{f\sigma}} = h_y$ представляет собой высоту аппарата, эквивалентную единице переноса (ВЕП), и измеряется в единицах высоты. В случае выражения числа единиц переноса в концентрациях x эта величина равна $\frac{G}{K_{f\sigma}} = h_x$. С учетом этого модифицированные уравнения массопередачи принимают вид

$$\begin{aligned} H &= h_y m_y, \\ H &= h_x m_x. \end{aligned} \quad (16.62)$$

Сопоставление полученных уравнений (16.62) с основным уравнением массопередачи показывает, что высота, эквивалентная еди-

ниче переноса h_y или h_x , обратно пропорциональна объемному коэффициенту массопередачи.

Таким образом, чем выше коэффициент массопередачи, тем ниже величина ВЕП.

16.7. РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Для расчета высоты противоточных колонных аппаратов (тарельчатые и насадочные абсорбционные и ректификационные, экстракционные аппараты) требуется определить число ступеней изменения концентраций (тарелок) по высоте аппарата.

Число теоретических ступеней может быть определено аналитическим или графическим методом. Часто пользуются таким понятием, как теоретическая ступень изменения концентраций, или теоретическая тарелка. При этом предполагается, что на этой гипотетической ступени контакта фаз жидкость идеально перемешана, а концентрации взаимодействующих фаз достигают равновесных значений.

Рассмотрим процесс массообмена на n -й тарелке (рис. 16.10, а). На тарелку поступают газовая фаза G концентрацией y_{n-1} и жидкая фаза L концентрацией x_{n+1} . В результате массообмена концентрация в газовой фазе снижается до величины y_n , а в жидкой увеличивается до x_n .

В случае достижения равновесия между составом удаляющегося с тарелки газа y_n и составом стекающей с нее жидкости x_n их концентрации изображаются на рис. 16.10, б точкой B , лежащей на линии равновесия.

Изменению концентраций в газовой фазе на теоретической ступени соответствует вертикальный отрезок A_1B . Изменение же кон-

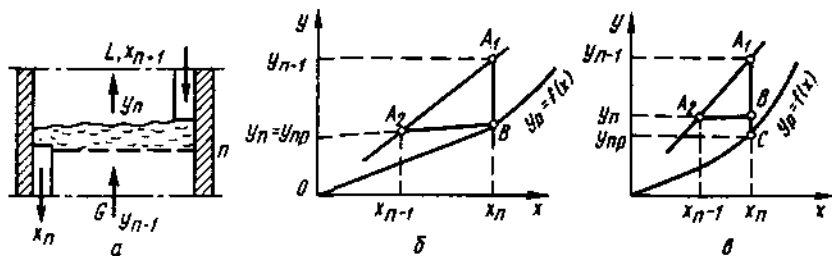


Рис. 16.10. Схема массообмена на тарелке (а) и изображение процесса в координатах $y-x$ (б — в условиях достижения равновесия на тарелке — идеальный процесс; в — в условиях недостижения равновесия на тарелке — реальный процесс)

центрации в жидкой фазе от x_n до x_{n-1} изобразится горизонтальным отрезком BA_2 .

Таким образом, «ступенька» A_1BA_2 изображает изменение концентрации в обеих фазах на теоретической тарелке. Для определения числа теоретических тарелок в колонном аппарате строят последовательно такие «ступеньки», начиная от точки, характеризующей начальные концентрации в газовой и жидкой фазах, до точки, отвечающей конечным концентрациям в газовой и жидкой фазах.

Для определения числа действительных тарелок используют коэффициент полезного действия аппарата, который учитывает реальную кинетику массообмена на действительной тарелке. Значения КПД для различных конструкций тарелок находятся опытным путем и колеблются от 0,3 до 0,8.

Число действительных тарелок с учетом КПД определяется соотношением

$$n_d = n_r / \eta, \quad (16.63)$$

где n_r — число теоретических тарелок; η — КПД.

Коэффициент полезного действия тарелки зависит от конструкции тарелки, физико-химических свойств жидкости и газа, взаимодействующих на тарелке, а также от гидродинамики потоков.

Следует иметь в виду, что расчет высоты аппарата с помощью теоретических тарелок (ступеней) является приближенным и его возможно применять, когда отсутствуют данные о коэффициентах массопередачи или имеются надежные данные о КПД для данных систем промышленных аппаратов.

В действительности равновесие при проведении массообменных процессов не достигается. Поэтому задача заключается в определении действительных ступеней контакта.

Эффективность ступени изменения концентраций выражается отношением изменения концентрации распределяемого вещества в одной фазе на ступени к движущей силе на входе фазы в ступень. Изменение концентраций на n -й тарелке выразится как разность $y_{n-1} - y_n$ (отрезок A_1B на рис. 16.10,б), а движущая сила при идеальном перемешивании жидкости на тарелке — $y_{n-1} - y_{np}$ (отрезок A_1C на рис. 16.10,б).

Тогда эффективность ступеней (КПД по Мерфри)

$$E_y = \frac{y_{n-1} - y_n}{y_{n-1} - y_{np}}$$

Эффективность ступени представляет собой отношение действительного изменения концентраций на ступенях контакта фаз к максимально возможному.

Высота аппарата

$$H = n_p h_r / \eta. \quad (16.64)$$

Рассмотрим определение числа действительных ступеней изменения концентраций с помощью построения кинетической линии.

Движущая сила для n -й тарелки определится в соответствии с уравнением (16.54) при $y > y_p$:

$$\Delta y_{cp} = \frac{(y_{n-1} - y_{np}) - (y_n - y_{np})}{\ln \frac{y_{n-1} - y_{np}}{y_n - y_{np}}} = \frac{y_{n-1} - y_n}{\ln \frac{y_{n-1} - y_{np}}{y_n - y_{np}}} \quad (16.65)$$

Соответственно число единиц переноса

$$m_y = \ln \frac{y_{n-1} - y_{np}}{y_n - y_{np}}, \quad (16.66)$$

отсюда

$$e^{m_y} = \frac{y_{n-1} - y_{np}}{y_n - y_{np}}. \quad (16.67)$$

Из рис. 16.10 видно, что $e^{m_y} = AC/BC$, или $BC = AC e^{-m_y}$. Зная величину e^{-m_y} , можно найти по отрезку BC положение точки B , а также B_1, B_2 и т. д. Соединив точки B, B_1, B_2, \dots линией, получим кинетическую линию процесса, которая характеризует концентрационные фазы на выходе с каждой тарелки.

Для определения числа действительных ступеней изменения концентраций впишем в пределах заданных концентраций (точки M и N на рис. 16.11) ступенчатую линию. Число ступеней и определит число действительных ступеней изменения концентраций.

Рабочая высота аппарата

$$H = n_d h_r, \quad (16.68)$$

где h_r — расстояние между тарелками, м.

Для построения кинетической линии необходимо знать число единиц переноса, или эффективность ступени. Число

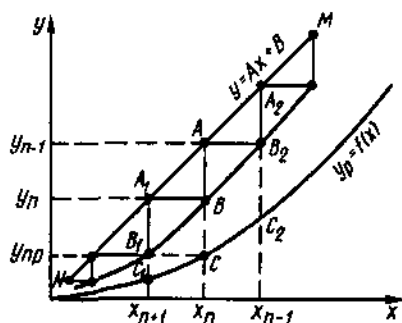


Рис. 16.11. К определению числа ступеней изменения концентраций методом построения кинетической линии

единиц переноса определяется из основного уравнения массопередачи, записанного для одной тарелки $[G(y_n - y_x) = K_y F \Delta y_{cp}]$ в виде $m_y = (y_n - y_x) / \Delta y_{cp} = K_y F / G$.

Площадь поверхности контакта фаз в случае барботажа определить труднее. Поэтому коэффициент массопередачи относят к площади барботажа тарелки F_σ и обозначают K_{yf} , а число единиц переноса — как $m_y = K_{yf} F / G$.

Коэффициент массопередачи рассчитывают с учетом известных коэффициентов массоотдачи β_{yf} и β_{xf} по уравнению аддитивности (16.28)

$$K_{yf} = \frac{1}{1/\beta_{yf} + m/\beta_{xf}}$$

Таким образом, положение кинетической линии можно найти, определив K_{yf} и вычислив значение e^{-m_y} и величины отрезков CB .

Диаметр колонны

$$D = \sqrt{\frac{G}{3600 \pi \rho_g v}}, \quad (16.69)$$

где G — расход газа, кг/ч; ρ_g — плотность газа, кг/м³; v — линейная скорость газа (пара) в свободном сечении колонны, м/с.

Между эффективностью ступеней и числом единиц переноса существует следующая связь:

$$e^{-m_y} = 1 - \frac{y_{n-1} - y_n}{y_n - y_{np}}, \quad E_y,$$

откуда

$$E_y = 1 - e^{-m_y}. \quad (16.70)$$

Контрольные вопросы и задания. 1. Какие признаки объединяют все массообменные процессы? 2. В каком направлении протекают массообменные процессы? Как выражается движущая сила процесса? 3. Каков физический смысл коэффициентов массопередачи и массоотдачи? Какая существует между ними связь? 4. Что характеризует рабочая и равновесная линии процесса? 5. Как изобразить процесс массопередачи графически? 6. Какими законами описывается перенос вещества из ядра потока к поверхности раздела фаз? 7. Какой закон описывает молекулярную диффузию? 8. Как можно определить, когда процесс протекает во внутридиффузионной области, а когда — во внешнидиффузионной? 9. Почему в расчетной практике пользуются не дифференциальными уравнениями массопереноса, а критериальными? 10. Почему при расчете массообменных аппаратов оперируют со средней движущей силой процесса? 11. В каких случаях среднюю движущую силу определяют через число единиц переноса? 12. В каких случаях возможно определять среднюю движущую силу как среднелогарифмическую? 13. Какие принимают схемы изменения концентрации распределяемого вещества во взаимодействующих фазах в массообменных аппаратах при выводе уравнений средних движущих сил? 14. Оцените, какая движущая сила будет больше в случае, когда обе фазы идеально перемешаны или когда, например, пар идеально

вытесняется в слое идеально перемешанной жидкости. 15. Почему изложенные в главе схемы изменения концентраций распределяемого вещества в фазах только приблизительно учитывают реальную гидродинамическую обстановку в аппарате?

Глава 17

АБСОРБЦИЯ

17.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Абсорбцией называют процесс поглощения газов или паров (абсорбтивов) из газовых или паровых смесей жидкими поглотителями — абсорбентами. Этот процесс является избирательным и обратимым, что позволяет применить его с целью получения растворов газов в жидкостях, а также для разделения газовых или паровых смесей.

После абсорбции одного или нескольких компонентов из газовой или паровой смеси, как правило, проводят десорбцию, т. е. выделение этих компонентов из жидкости. Таким образом осуществляют разделение газовой смеси.

Имеют место физическая абсорбция и хемосорбция. При физической абсорбции при растворении газа не происходит химической реакции. При хемосорбции абсорбируемый газ вступает в химическую реакцию в жидкой фазе.

Процессы абсорбции в технике применяют для разделения углеводородных газов и получения соляной и сернистой кислот, аммиачной воды, очистки отводящих газов с целью улавливания ценных продуктов или обезвреживания газосбросов.

Аппаратурно-технологическое оформление абсорбции несложно, поэтому процессы абсорбции широко используют в технике.

Аппараты для проведения процессов абсорбции называются абсорберами.

17.2. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ АБСОРБЦИИ

При взаимодействии газа с жидкостью возникает система, состоящая из двух фаз ($\Phi=2$) и трех компонентов — распределяемого вещества и двух веществ носителей ($K=3$).

Согласно правилу фаз такая система имеет три степени свободы

$$C = K + 2 - \Phi = 3 + 2 - 2 = 3.$$

Тремя основными параметрами, определяющими фазовое равновесие в системе, являются давление, температура и концентрация.

В этом случае можно произвольно изменять общее давление p , температуру t и концентрацию x распределяемого вещества в одной

из фаз. При постоянных температуре и давлении, что имеет место в процессах абсорбции, каждой концентрации распределяемого вещества в одной фазе соответствует строго определенная концентрация в другой.

В условиях равновесия при $t = \text{const}$ зависимость между равновесными концентрациями выражается **законом Генри**, который гласит: при данной температуре молярная доля газа в растворе прямо пропорциональна парциальному давлению газа над раствором:

$$p = Ex, \quad (17.1)$$

или $x = p/E,$

где p — парциальное давление газа, равновесное с раствором, имеющим концентрацию x , доли моля; E — константа Генри.

Константа Генри зависит от природы растворяющегося вещества (абсорбтива), абсорбента и температуры:

$$\ln E = -q/RT + C, \quad (17.2)$$

где q — теплота растворения газа, кДж/кмоль; $R = 8,325$ кДж/(кмоль·К) — универсальная газовая постоянная; T — абсолютная температура растворения, К; C — постоянная, зависящая от природы газа и жидкости и определяемая опытным путем.

Из равенства (17.2) видно, что с ростом температуры растворимость газов в жидкостях уменьшается. Парциальное давление растворяемого газа в газовой фазе, соответствующее равновесию, может быть заменено равновесной концентрацией. Согласно **закону Дальтона** парциальное давление компонента в газовой смеси равно общему давлению, умноженному на молярную долю этого компонента в смеси, т. е.

$$p = Py \text{ и } y = p/P, \quad (17.3)$$

где P — общее давление газовой смеси; y — концентрация распределяемого вещества в смеси, доли моля.

Сопоставляя уравнения (17.3) и (17.1), найдем

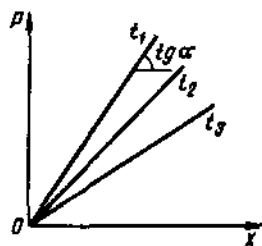
$$y = p/P = Ex/P$$

или, обозначая константу фазового равновесия E/P через m , получим

$$y = mx. \quad (17.4)$$

Уравнение (17.4) показывает, что зависимость между равновесными концентрациями распределяемого компонента в газовой смеси

Рис. 17.1. Зависимость между растворимостью газов в жидкости и парциальным его давлением над раствором при различных температурах ($t_1 > t_2 > t_3$)



и в жидкости выражается прямой линией, проходящей через начало координат, тангенс угла наклона которой равен m . Тангенс угла наклона зависит от температуры и давления. С увеличением давления и уменьшением температуры растворимость газа в жидкости увеличивается (m снижается) (рис. 17.1). Когда в равновесии с жидкостью находится смесь газов, то закону Генри может следовать каждый из газовых компонентов смеси.

Процессы абсорбции можно рассчитывать в относительных молярных концентрациях. В этом случае при малой концентрации газа x в жидкости закон Генри записывается так:

$$Y = mX.$$

Отметим, что закону Генри подчиняются сильно разбавленные растворы, а также растворы при небольших давлениях, которые по своим свойствам приближаются к идеальным. Для концентрированных растворов и больших давлений зависимость между равновесными концентрациями выражается кривой линией, вид которой определяют экспериментально.

17.3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС И КИНЕТИЧЕСКИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ АБСОРБЦИИ

Материальный баланс процесса абсорбции выражается общим уравнением (16.5): $-G(dy) = Ldx$.

После интегрирования выражения в пределах начальных и конечных концентраций получают уравнение (16.6), из которого определяют расход абсорбента (в кмоль/с)

$$L = G \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n} \quad (17.5)$$

Удельный расход на 1 кмоль инертного газа

$$l = \frac{L}{G} = \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n} \quad (17.6)$$

Изменение концентрации в абсорбере подчиняется уравнениям

(16.7) и (16.8). Рабочая линия процесса в координатах $y-x$ является прямой линией с тангенсом угла наклона $l=L/G$.

Проанализируем влияние удельного расхода абсорбента на размеры абсорбера и конечную концентрацию распределяемого вещества в жидкой фазе.

Примем противоток фаз в абсорбере. Начальная концентрация распределяемого вещества в жидкой фазе x_n , конечная концентрация в газовой фазе y_k , определяемые точкой B в координатах $y-x$, начальные концентрации в газовой фазе y_n (рис. 17.2). На этом же рисунке изображена равновесная зависимость $y_p=f(x)$. Проведем несколько рабочих линий согласно уравнению (16.6) с различным тангенсом угла наклона l . Согласно уравнению (16.6) точки A_1, A_2, A_3 характеризуют начальную и конечную концентрации абсорбтива в газовой фазе и в абсорбенте.

Движущие силы процесса определяются разностью между рабочими и равновесными зависимостями, т. е. $\Delta y = y - y_p$. Средняя движущая сила для всего аппарата определяется как среднее логарифмическое Δy_{cp} . Нетрудно видеть, что Δy_{cp} возрастает с увеличением наклона рабочих линий, т. е. Δy_{cp} возрастает с ростом удельного расхода l абсорбента. Если рабочая линия BA совпадает с вертикалью, то движущие силы имеют наибольшее значение, однако при этом удельный расход абсорбента должен быть бесконечным, что следует из уравнения (17.6) при подстановке в него $x_k = x_n$. В другом предельном случае, когда рабочая линия соприкасается с линией равновесия BA_3 , расход абсорбента минимальный и движущая сила в точке соприкосновения равняется нулю, так как $y_n = y_p$.

В первом случае размеры абсорбера будут минимальными, так как Δy_{cp} максимальное при бесконечном расходе абсорбента, во втором — размеры абсорбера будут бесконечными при минимальном расходе абсорбента.

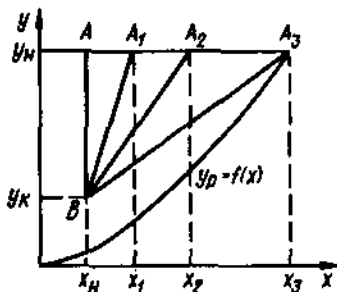


Рис. 17.2. К определению удельного расхода абсорбента

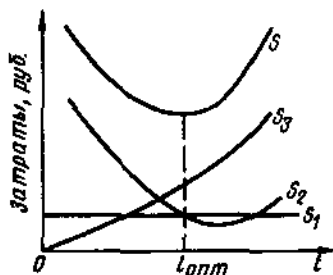


Рис. 17.3. К определению оптимального удельного расхода абсорбента

Как было отмечено выше, в реальных массообменных аппаратах равновесие не достигается и в случае абсорбции всегда $x_k < x_p$. Следовательно, удельный расход абсорбента должен быть всегда больше минимального. Значение минимального расхода можно определить из уравнения (17.7), подставляя в него $x_k = x_{kp}$:

$$l_{\min} = (L/G)_{\min} = \frac{y_n - y_k}{x_{kp} - x_n} \quad (17.7)$$

На практике следует выбирать такое соотношение между размерами абсорбента и удельным расходом абсорбента, при котором l и размеры аппарата будут оптимальными.

Оптимальный расход абсорбента определяется на основании технико-экономического расчета.

Сумма затрат на получение 1 кмоль газа складывается из стоимости газа и обслуживания S_1 , затрат на амортизацию и ремонт аппарата, стоимости энергии, затрачиваемой на преодоление гидравлического сопротивления при прохождении газа через абсорбер, S_2 , затрат на транспортирование газа и десорбцию S_3 :

$$S = S_1 + S_2 + S_3 \quad (17.8)$$

Величина S_1 не зависит от удельного расхода абсорбента. С увеличением l уменьшаются рабочая высота абсорбера и его гидравлическое сопротивление, но одновременно увеличивается его диаметр. Таким образом, кривая $S_2 = f(l)$ может иметь минимум. С возрастанием l увеличиваются затраты S_3 на транспортирование газа и десорбцию. На рис. 17.3 представлен характер перечисленных зависимостей. Складывая ординаты всех кривых, получим кривую суммарных затрат на абсорбцию 1 кмоль газа. Минимум этой кривой соответствует оптимальному удельному расходу абсорбента.

Процесс абсорбции подчиняется уравнению массопередачи для двухфазных систем (16.4). В уравнении массопередачи движущую силу $u - u_p$ при абсорбции часто выражают разностью давлений:

$$dM = K_p(p - p_p)dF, \quad (17.9)$$

где p — рабочее парциальное давление распределяемого газа в газовой смеси; p_p — равновесное давление газа над абсорбентом, соответствующее рабочей концентрации в жидкости.

Коэффициенты массопередачи определяют по уравнениям (16.28) и (16.29):

$$K_p = \frac{1}{1/\beta_p + m/\beta_x}; \quad (17.10)$$

$$K_x = \frac{1}{1/m\beta_p + 1/\beta_x}, \quad (17.11)$$

где β_p — коэффициент массоотдачи от потока газа к поверхности фазового контакта, кмоль/(м²·ч·Па); β_x — коэффициент массоотдачи от поверхности фазового контакта к потоку жидкости, м/ч.

Величина m оказывает влияние на структуру уравнений для коэффициентов массопередачи. Для хорошо растворимых газов m мало и в уравнении (17.12) величина

$$m/\beta_x \ll 1/\beta_p. \quad (17.12)$$

В этом случае $K_x \approx \beta_p$, т. е. диффузионное сопротивление сосредоточено в газовой фазе. Для труднорастворимых газов m велико и в уравнении (17.11)

$$1/(m\beta_p) \ll 1/\beta_x. \quad (17.13)$$

Можно принять $K_x \approx \beta_x$, т. е. диффузионное сопротивление сосредоточено в жидкой фазе.

17.4. ПРИНЦИПАЛЬНЫЕ СХЕМЫ АБСОРБЦИИ

В технике используют следующие принципиальные схемы абсорбционных процессов: прямоточные, противоточные, одноступенчатые с рециркуляцией и многоступенчатые с рециркуляцией.

Прямоточная схема взаимодействия веществ в абсорбере показана на рис. 17.4,а. В этом случае потоки газа и абсорбента движутся в одном направлении; при этом газ с большей концентрацией абсорбтива приводится в контакт с жидкостью, имеющей меньшую концентрацию абсорбтива, а газ с меньшей концентрацией взаимодействует на выходе из абсорбера с жидкостью, имеющей большую концентрацию абсорбтива.

Противоточная схема показана на рис. 17.4,б. В противоточном абсорбере в одном конце аппарата контактируют газ и жидкость, содержащие большие концентрации абсорбтива, а в другом, противоположном конце — меньшие.

При противоточном процессе достигается большая конечная концентрация абсорбтива в абсорбенте, чем при прямоточном. Расход абсорбента также ниже. Однако из-за того что средняя движущая сила при противотоке ниже, габариты противоточного абсорбера больше, чем прямоточного.

Схема с рециркуляцией абсорбента или газовой фазы предусматривает многократный поток абсорбента или газовой фазы через абсорбер.

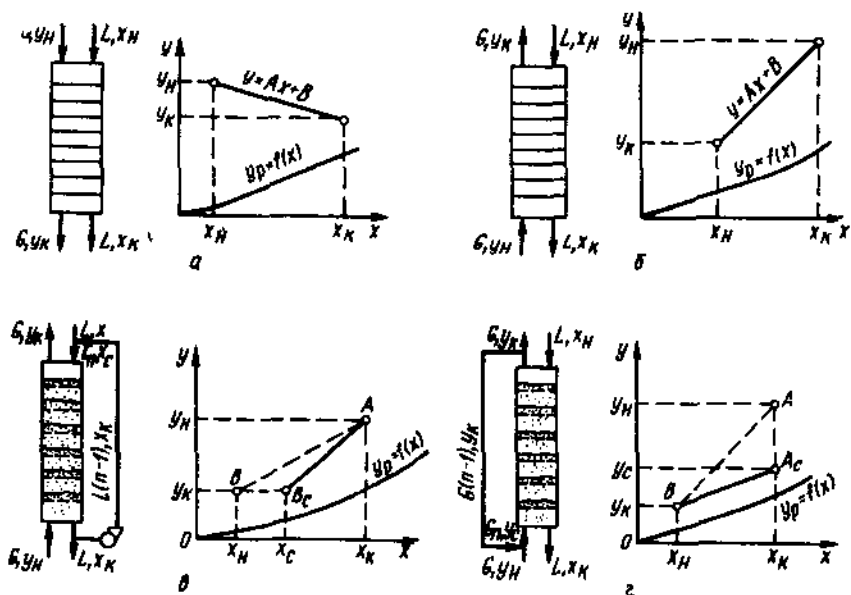


Рис. 17.4. Схемы абсорбции и изображение процесса в координатах $y-x$:
 а — прямоточная; б — противоточная; в — с рециркуляцией абсорбента (жидкости); г — с рециркуляцией абсорбтива (газа)

На рис. 17.4, в изображена рециркуляционная схема по абсорбенту. Жидкая фаза — абсорбент многократно возвращается в абсорбер, а газовая фаза проходит через абсорбер снизу вверх. Абсорбент подается в верхнюю часть абсорбера и движется противотоком к газовой фазе. В результате смешения свежего абсорбента концентрацией x_n с выходящим из абсорбера его концентрация повышается до x_c . Рабочая линия на диаграмме $y-x$ представляет собой прямую с координатами крайних точек А и В_с соответственно y_n, x_n и y_k, x_c .

На этом же рисунке пунктиром проведена рабочая линия для противоточного абсорбера без рециркуляции. Концентрацию абсорбтива после смешения x_c найдем из уравнения материального баланса.

Обозначим отношение количества абсорбента на входе в абсорбер к количеству свежего абсорбента через n . Тогда

$$G(y_n - y_k) = L(x_k - x_n) = Ln(x_k + x_c),$$

откуда

$$x_c = \frac{x_k(n-1) + x_n}{n}. \quad (17.14)$$

Схема абсорбции с рециркуляцией газа приведена на рис. 17.4,з. Положение рабочей линии определяют точки $A_c(y_c, x_c)$ и $B(y_k, x_k)$. Концентрация y_c находится из уравнения материального баланса

$$y_c = \frac{y_k(n-1) + y_n}{n} \quad (17.15)$$

В рециркуляционных схемах абсорбции количество абсорбента, проходящего через абсорбер, при том же расходе значительно больше, чем в схемах без рециркуляции. В результате увеличения скорости абсорбента повышается коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, что приводит к увеличению коэффициента массопередачи.

Рециркуляция абсорбента целесообразна в случае абсорбции труднорастворимых газов, а рециркуляция абсорбтива, которая приводит к увеличению коэффициента массоотдачи в газовой фазе, — в случае абсорбции хорошо растворимых газов.

Схема с рециркуляцией абсорбента позволяет включить в схему установку холодильник для охлаждения жидкости.

Количество теплоты, отводимое в холодильник, определяется уравнением

$$Q_{аб} = q_d L(x_n - x_k), \quad (17.16)$$

где q_d — дифференциальные теплоты растворимых газов при изменении концентраций газов в абсорбенте от x_n до x_k .

Многоступенчатые схемы с рециркуляцией могут включать проток, противоток, рециркуляцию жидкости и рециркуляцию газа. Большое практическое значение имеет многоступенчатая противоточная схема с рециркуляцией жидкости в каждой ступени (рис. 17.5,а). Рабочие линии строят на диаграмме $y-x$ (рис. 17.5,б) отдельно для каждой ступени, как и в случае нескольких отдельных одноступенчатых аппаратов. В рассматриваемом случае рабочую линию составляют отрезки A_1B_1 и A_2B_2 . В многоступенчатых схемах с рециркуляцией абсорбента достигаются высокие коэффициенты массопередачи и движущие силы процесса.

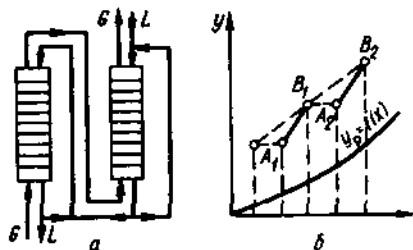


Рис. 17.5. Двухступенчатая абсорбционная установка с рециркуляцией абсорбента (а) и изображение процесса в координатах $y-x$ (б)

17.5. КОНСТРУКЦИИ АБСОРБЕРОВ

Абсорбция протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорберы должны иметь развитую поверхность контакта фаз между газом и жидкостью. По способу образования этой поверхности абсорберы можно разделить на следующие четыре основные группы: поверхностные и пленочные; насадочные, в которых поверхностью контакта фаз является поверхность растекающейся по специальной насадке жидкости; барботажные абсорберы, в которых поверхность контакта фаз создается потоками газа (пара) и жидкости; распыливающие абсорберы, в которых поверхность контакта фаз создается вследствие разбрызгивания жидкости.

В **поверхностных абсорберах** газ пропускается над поверхностью движущейся жидкости. Так как в поверхностных абсорберах поверхность контакта фаз невелика, то устанавливают несколько последовательно соединенных аппаратов, в которых газ и жидкость движутся противотоком друг к другу. На рис. 17.6 показан оросительный абсорбер из горизонтальных труб, внутри которых протекает жидкость, а противотоком к ней движется газ. Уровень жидкости в трубах поддерживается с помощью порога. Охлаждение абсорбера происходит с поверхности орошаемой жидкости.

Для равномерного распределения жидкости по поверхностям труб установлен зубчатый распределитель. Такие абсорберы используют для поглощения хорошо растворимых газов.

Пленочные абсорберы более компактны и эффективны, чем поверхностные. В пленочных абсорберах поверхностью контакта фаз является поверхность стекающей пленки жидкости. К абсорберам этого типа относятся трубные аппараты, в которых жидкость

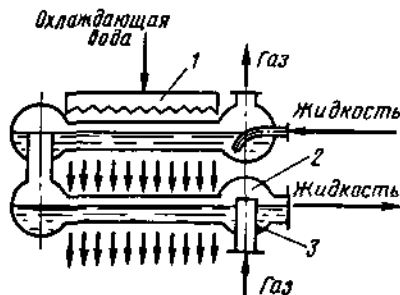
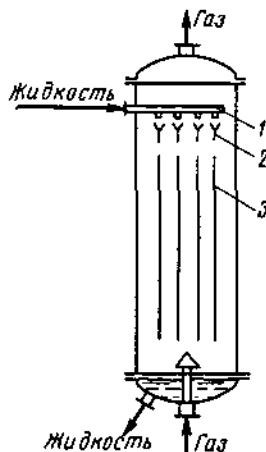


Рис. 17.6. Поверхностный абсорбер:
1 — распределитель; 2 — труба; 3 — порог

Рис. 17.7. Пленочный абсорбер:
1 — труба; 2 — распределительное устройство;
3 — плоскопараллельная насадка



стекает по внешней поверхности вертикальных труб сверху вниз, а газ подается с низу абсорбера противотоком стекающей пленке; абсорберы с плоскопараллельной или листовой насадкой; абсорберы с восходящей пленкой. В последних абсорберах взаимодействие между газом и жидкостной пленкой происходит в условиях прямотока.

На рис. 17.7 представлен абсорбер с плоскопараллельной насадкой. Насадка представляет собой вертикальные листы, которые разделяют объем абсорбера на ряд секций. Жидкость в абсорбер подается через трубу и с помощью распределительного устройства распределяется по насадке, омывая листы с обеих сторон. В зависимости от относительной скорости движения пленки и газа пленки могут стекать вниз либо захватываться газовым потоком и течь вверх. С увеличением относительной скорости движения пленки и газа увеличиваются коэффициент массоотдачи и поверхность контакта фаз за счет турбулизации пограничного слоя и образования вихрей.

Средняя скорость течения пленки

$$v_{cp} = \sqrt[3]{\frac{gL_y^2}{3\rho_x\mu_x}}, \quad (17.17)$$

где L_y — удельная плотность орошения жидкостью периметра слива, кг/(м·с); ρ_x — плотность жидкости, кг/м³; μ_x — динамическая вязкость жидкости, Па·с.

Скорость движения жидкости у поверхности пленки

$$v_n = 1,5v_{cp}. \quad (17.18)$$

Толщина пленки

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3L_y\mu_x}{g\rho_x^2}}. \quad (17.19)$$

Режим движения пленки характеризуется критерием Рейнольдса

$$Re = v_{cp}d_{эк}\rho_x/\mu_x, \quad (17.20)$$

где $d_{эк}$ — эквивалентный диаметр пленки, м.

Эквивалентный диаметр пленки

$$d_{эк} = \frac{4\Pi\delta}{\Pi} = 4\delta, \quad (17.21)$$

где Π — периметр слива, по которому стекает жидкость, м.

Насадочные абсорберы получили широкое распространение в технике. Чтобы насадка работала эффективно, она должна удовле-

творять следующим требованиям: обладать большой удельной поверхностью; оказывать небольшое гидравлическое сопротивление газовому потоку; хорошо смачиваться рабочей жидкостью; равномерно распределять жидкость по сечению абсорбера; быть коррозионстойкой по отношению к рабочей жидкости и газу; обладать высокой механической прочностью; быть легкой; иметь невысокую стоимость.

Некоторые типы используемых в промышленности насадок и способы их укладки в аппарат приведены на рис. 17.8. Наиболее распространенной насадкой являются керамические кольца Рашига. Они изготавливаются размерами $15 \times 15 \times 2,5$; $25 \times 25 \times 3$; $50 \times 50 \times 5$ мм. Геометрической характеристикой насадок является эквивалентный диаметр

$$d_{эк} = 4V_{св}/\sigma, \quad (17.22)$$

где $V_{св}$ — свободный объем, т. е. объем, занимаемый каналами в единице объема насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; σ — площадь поверхности насадочных тел в единице объема насадки, или удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Для колец Рашига удельная поверхность и свободный объем с увеличением размеров насадок составляют соответственно 300; 204; 87,5 $\text{м}^2/\text{м}^3$ и 0,7; 0,74; 0,785 $\text{м}^3/\text{м}^3$.

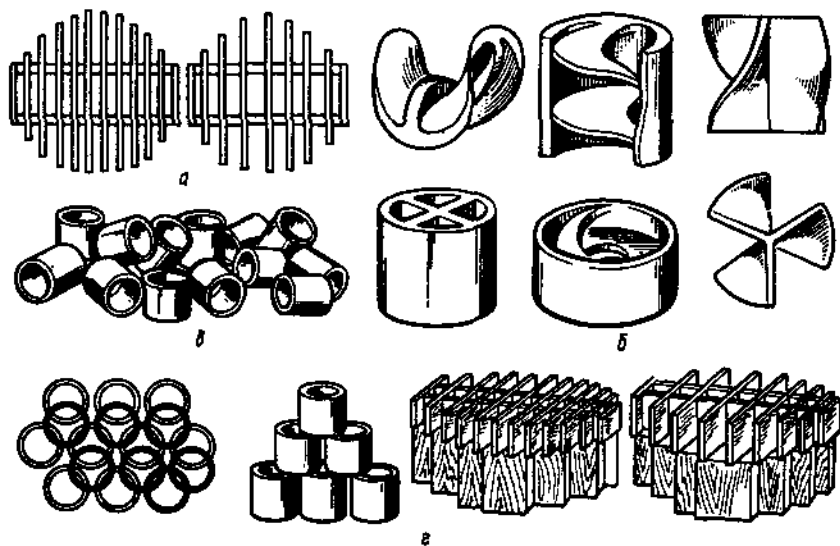


Рис. 17.8. Типы насадок:
 а — плоскопараллельная; б — фасонные керамические и способы их укладки (в — навалом; г — организованно)

В насадочном абсорбере (рис. 17.9) жидкость, подаваемая через распределительное устройство, при небольших скоростях газа течет по элементу насадки в виде тонкой пленки. Поверхностью контакта фаз является смоченная поверхность насадки, и в этом режиме насадочные аппараты могут рассматриваться как пленочные. Чтобы жидкость не растекалась к стенкам аппарата, насадки загружаются посекционно. Между секциями устанавливают устройство для перераспределения жидкости.

Насадочные колонны работают наиболее эффективно в условиях режима подвисяния, близкого к режиму захлебывания, т. е. такого режима, при котором вес находящейся на насадке жидкости становится равным силе трения газового потока о жидкость.

В режиме подвисяния пленочное течение жидкости нарушается: возникают брызги, различного рода завихрения и т. д. Жидкость заполняет свободный объем насадки, образуя газожидкостную смесь. При этом значительно возрастают по сравнению с пленочным режимом поверхность контакта фаз и коэффициенты массо-передачи. Дальнейшее небольшое увеличение скорости газа приводит к захлебыванию колонны. Это явление характеризуется прекращением противоточного движения потоков и выносом жидкости из колонны. Оптимальный режим работы насадочного абсорбера имеет место при скоростях газа, на 15...20% меньших скоростей, вызывающих захлебывание.

Скорость жидкости, при которой происходит захлебывание, может быть определена по формуле, рекомендуемой А. Г. Касаткиным:

$$\lg \left(\frac{v_{\text{ж}}^2 \sigma}{g S_{\text{св}}^3} \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \mu_{\text{ж}}^{0,16} \right) = 0,076 - 1,75 (L/G)^{0,25} (\rho_{\text{г}}/\rho_{\text{ж}})^{0,125},$$

где σ — удельная площадь поверхности насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; $S_{\text{св}}$ — свободное сечение насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; L и G — массовые расходы жидкости и газа, $\text{кг}/\text{с}$; $v_{\text{ж}}$ — скорость захлебывания, $\text{м}/\text{с}$.

Оптимальную скорость пара в колонне можно определить по критериальному уравнению

$$\text{Re} \approx 0,045 \text{Ar}^{0,57} (G/L)^{0,43}, \quad (17.23)$$

где $\text{Re} = v d_{\text{эк}} \rho_{\text{г}}/\mu_{\text{г}}$; $\text{Ar} = (g d_{\text{эк}}^3 \rho_{\text{г}}/\mu_{\text{г}}^2) (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) \rho_{\text{г}}$; v — оптимальная скорость пара (газа); $d_{\text{эк}}$ — эквивалентный диаметр насадки; $\rho_{\text{г}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ — плотности соответственно пара (газа) и жидкости; $\mu_{\text{г}}$ — динамическая вязкость пара (газа); G и L — массовые скорости соответственно пара (газа) и жидкости.

Насадочные аппараты малоприспособны для работы с загрязненными жидкостями. Для обработки загрязненных жидкостей применяют абсорберы с «плавающей» шаровой насадкой, изготовленной из легких полых или сплошных пластмассовых шаров. Такая насадка при определенной скорости газового потока переходит в псевдооживленное состояние. В абсорберах с «плавающей» шаровой

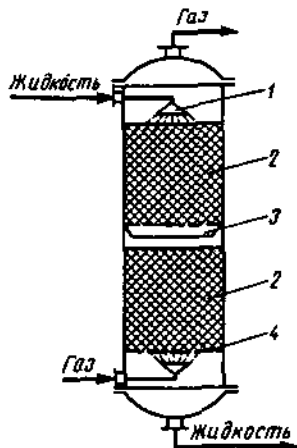


Рис. 17.9. Устройство аппарата с насадкой;

1 — распределительное устройство; 2 — насадка; 3 — устройство для перераспределения жидкости; 4 — решетка

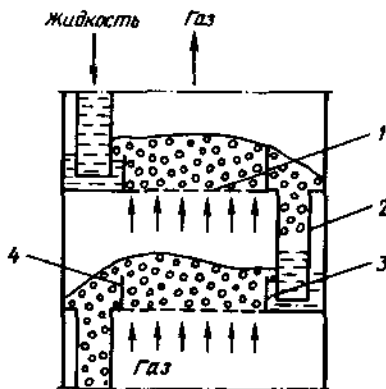


Рис. 17.10. Ситчатые тарелки с переливными устройствами;

1 — тарелка; 2 — переливное устройство; 3, 4 — пороги

насадкой достигаются более высокие скорости, чем в абсорберах с неподвижной насадкой. Увеличение скорости газового потока приводит к расширению слоя «плавающей» насадки. При этом гидравлическое сопротивление слоя возрастает незначительно.

Тарельчатые барботажные колонны являются эффективными и наиболее распространенными аппаратами, внутри которых одна под другой размещено определенное количество горизонтальных перфорированных перегородок — тарелок, обеспечивающих течение жидкости сверху вниз, а пара — снизу вверх.

Тарельчатые колонны бывают с колпачковыми, клапанными, провальными ситчатыми тарелками, на которых имеет место неорганизованный перелив жидкости через отверстия, и с ситчатыми тарелками с переливными устройствами.

В колоннах с провальными тарелками газ проходит через отверстия тарелки и распределяется в слое жидкости, находящейся на тарелке, в виде струек и пузырьков.

На тарелках одновременно происходит барботаж пара через слой жидкости и частичный проход жидкости через отверстия тарелок. Такие конструкции тарелок очень чувствительны к расходу и давлению пара в колонне.

Более устойчиво работают ситчатые тарелки с переливными устройствами. Эти аппараты (рис. 17.10) имеют горизонтальные тарелки, переливные устройства и пороги. Порог 3 служит для разрушения пены, стекающей с выше-

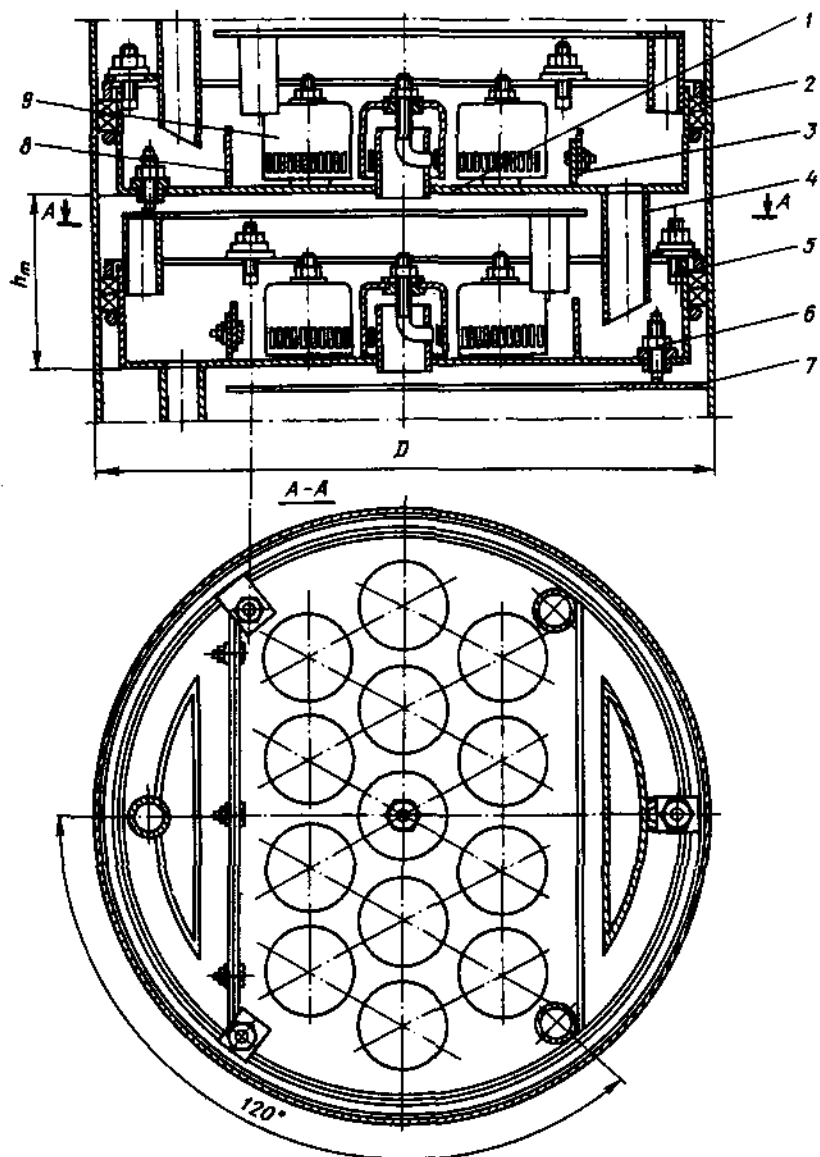


Рис. 17.11. Колпачковая тарелка:

1 — тарелка; 2 — уплотнение; 3 — регулируемый сливной порог; 4 — сливной патрубок; 5 — крепежный болт; 6 — регулировочный болт; 7 — кольцо; 8 — колпачок

расположенной тарелки, а порог 4 — для поддержания высоты столба жидкости на тарелке. Жидкость поступает на верхнюю тарелку, переливается через переливные устройства сверху вниз и удаляется из нижней части аппарата. Газ (пар) вводится в нижнюю часть аппарата и перемещается вверх, распределяясь на каждой тарелке в виде пузырьков или факелов.

На рис. 17.11 изображена колпачковая тарелка с капсульными колпачками и сегментными переливными устройствами. Тарелки представляют собой стальной диск, который крепится на прокладке болтами к опорному кольцу.

Жидкость на тарелку поступает через переливной порог 3 с вышерасположенной тарелки. Для равномерного распределения жидкости по площади тарелки имеется порог 8. Высота слоя жидкости на тарелке поддерживается с помощью регулируемого переливного порога 3. Газ (пар) на тарелку поступает через паровые патрубки колпачков, диспергируясь прорезями на отдельные струи. Прорези колпачков выполняются в виде зубцов прямоугольной формы. Струи газа или пара при движении через слой жидкости распадаются на отдельные пузырьки. Жидкость сливается с тарелок через сливное устройство.

Интенсивность образования пены и брызг на колпачковых тарелках зависит от скорости пара и высоты слоя жидкости на тарелке.

Для создания большой площади поверхности массопередачи на тарелках устанавливается большое число колпачков. Разрез капсульного колпачка показан на рис. 17.12. Расстояние от тарелки до нижнего обреза колпачка регулируется с помощью втулки 4 и гайки 2.

Тарелки с капсульными колпачками наиболее широко распространены в промышленности.

Колпачковые тарелки устойчиво работают при значительных изменениях нагрузок по газу (пару) и жидкости. Их недостатками являются сложность конструкции, высокая стоимость и относительно высокое гидравлическое сопротивление.

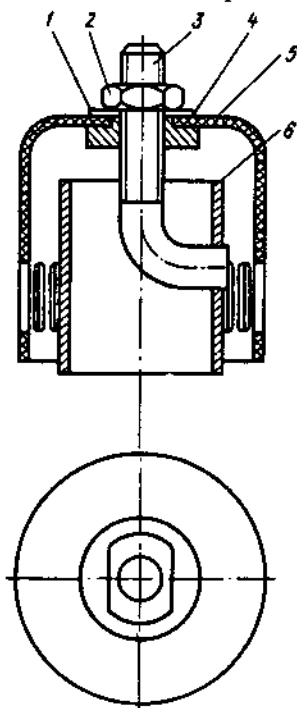


Рис. 17.12. Капсульный колпачок:

1 — шайба; 2 — гайка; 3 — болт; 4 — втулка; 5 — колпачок; 6 — патрубок

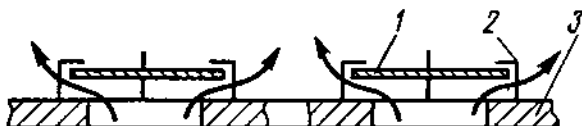


Рис. 17.13. Клапанная тарелка:
1 — клапан; 2 — кронштейн-ограничитель; 3 — тарелка

Клапанные тарелки (рис. 17.13) объединяют свойства ситчатых и колпачковых тарелок. Барботаж газа (пара) через жидкость происходит через клапаны, которые в зависимости от скорости газового или парового потока перемещаются по вертикали. Для клапанных тарелок характерна стабильность работы в широких диапазонах изменения нагрузок по газовому или паровому потоку.

Струйная тарелка выполняется в виде наклонных параллельных пластин, между которыми проходит газ или пар. Поверхность контакта фаз развивается струями газа или пара в слое жидкости, протекающей по тарелке.

На колпачковых, клапанных и струйных тарелках взаимодействие газа (пара) с жидкостью происходит в условиях перекрестного движения потоков. Пар проходит через отверстия в тарелке, а жидкость поступает и сливается с тарелки через диаметрально расположенные переливные устройства, как и на колпачковых тарелках.

Эффективность описанных выше тарелок зависит от гидродинамических режимов их работы. В зависимости от скорости пара и расхода жидкости различают в основном три режима работы барботажных тарелок: пузырьковый, пенный и струйный. В каждом режиме барботажный слой имеет характерную структуру, которая определяет гидравлическое сопротивление и величину поверхности массопередачи.

При небольших скоростях пара наблюдается пузырьковый режим. Он характеризуется тем, что пар движется через слой жидкости в виде отдельных пузырьков. Такой режим неэффективен. С увеличением расхода пара выходящие из прорези колпачков или отверстий тарелок струи распадаются с образованием большого количества отдельных пузырьков. При этом на тарелке образуется пена, что приводит к резкому увеличению поверхности массопередачи.

При струйном режиме, который образуется в случае дальнейшего увеличения скорости пара, паровые струи инжектируют через слой жидкости. При этом поверхность массопередачи резко сокращается и начинается унос жидкости с тарелки на вышерасположенную.

Распыливающие абсорберы работают по принципу контакта фаз

в результате распыления или разбрызгивания жидкости в газовом потоке.

Простейшим примером распыливающих абсорберов является полый распыливающий абсорбер с механическими форсунками (рис. 17.14).

Наибольшие коэффициенты массопередачи имеют место в момент распыления жидкости, а затем они резко снижаются вследствие коалесценции капель и уменьшения поверхности фазового контакта. Часто форсунки устанавливают по всей высоте абсорбера.

Распыливающие абсорберы применяют для абсорбции хорошо растворимых газов.

К распыливающим абсорберам относятся также механические абсорберы, в которых разбрызгивание жидкости производится вращающимися устройствами. Механические абсорберы компактны и эффективнее распыливающего абсорбера.

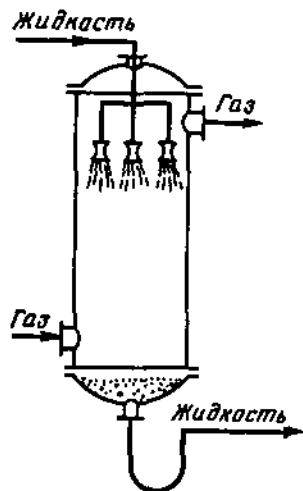


Рис. 17.14. Распыливающий абсорбер

17.6. РАСЧЕТ АБСОРБЕРОВ

Расчет абсорберов заключается в определении расхода абсорбента, гидравлического сопротивления, диаметра и высоты абсорбера.

При расчете абсорберов обычно известны расход газа, состав, начальная и конечная концентрации газовой смеси, начальная концентрация газа в абсорбенте.

Расход абсорбента определяют из уравнения материального баланса (17.5).

Гидравлическое сопротивление зависит от конструкции абсорбера и гидродинамического режима его работы. Рассчитывают гидравлическое сопротивление по оптимальной скорости газа, которую определяют на основании технико-экономического расчета.

Диаметр абсорбера вычисляют по линейной скорости газа по уравнению (16.69).

Высоту абсорберов рассчитывают по модифицированному уравнению массопередачи (16.62).

Схемы расчета пленочных и насадочных абсорберов однотипные. Расчет тарельчатых абсорберов имеет отличительные особенности.

При расчете пленочных абсорберов гидравлическое сопротивление

ние рассчитывают по уравнению Дарси — Вейсбаха

$$\Delta p = \lambda(H/d_{\text{эк}}) (v_{\text{отн}}^2 \rho_g / 2), \quad (17.24)$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления; H — высота поверхности, по которой стекает пленка, м; $d_{\text{эк}}$ — эквивалентный диаметр канала, по которому движется газ, м; $v_{\text{отн}} = v + v_{\text{ср}}$ — относительная скорость газа, м/с; $v_{\text{ср}}$ — средняя скорость течения пленки, м/с; ρ_g — плотность газа, кг/м³.

Среднюю скорость течения пленки вычисляют по уравнению (17.17).

Коэффициент гидравлического сопротивления зависит от величин критериев Рейнольдса для газа и пленки. Критерий Рейнольдса, характеризующий режим движения пленки, определяют по уравнению (17.20).

Диаметр трубчатых абсорберов вычисляют по расходу и скорости газа, задавая внутренним диаметром труб.

Количество труб

$$n = \frac{G}{0,785vd^2\rho_g}, \quad (17.25)$$

где G — массовый расход газа, кг/с.

Зная количество труб, по формуле (14.16) находят диаметр абсорбера.

Высоту труб определяют по площади внутренней поверхности всех труб

$$H = \frac{F_{\text{тр}}}{\pi n d_{\text{вн}}}. \quad (17.26)$$

В свою очередь, $F_{\text{тр}} = \pi n d_{\text{вн}} H$.

С учетом модифицированного уравнения массопередачи (16.60) получают

$$H = \frac{M}{\pi n d_{\text{вн}} K_{\text{ув}} \Delta y_{\text{ср}}}.$$

Для определения коэффициента массоотдачи в газовой фазе для пленочных абсорберов предложена критериальная зависимость

$$\text{Nu}_{\text{д.г}} = 0,023 \text{Re}_{\text{г}}^{0,83} \text{Pr}_{\text{д.г}}^{0,43}, \quad (17.27)$$

где $\text{Re}_{\text{г}}$ — критерий Рейнольдса для газового потока; $\text{Pr}_{\text{д.г}}$ — критерий Прандтля для газа.

В качестве определяющего размера в этом уравнении используется эквивалентный диаметр канала, в котором идет газовый поток.

В уравнении (17.27) в критерий $Re_{ж}$ подставляется средняя скорость движения газового потока относительно пленки. Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе для пленочных колонн используется уравнение

$$Nu_{д.ж} = 0,069 Re_{ж}^{0,33} Pr_{д.ж}^{0,5} Ga^{0,167} (h/d_{эк})^{-0,5}, \quad (17.28)$$

где $Re_{ж}$ — критерий Рейнольдса для жидкой пленки; $Pr_{д.ж}$ — критерий Прандтля для жидкости; Ga — критерий Галилея; h — высота рабочей части аппарата, м; $d_{эк}$ — эквивалентный диаметр пленки, м.

В критерий $Re_{ж}$ вводится средняя скорость стекания пленки.

При расчете **насадочных абсорберов** для насадки, не орошаемой жидкостью, гидравлическое сопротивление (в Па) потоку газа (пара) может быть определено по уравнению

$$\Delta p = \lambda \frac{H}{d_{эк}} \frac{v_r^2 \rho_r}{2}, \quad (17.29)$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления; H — высота насадки, м; $d_{эк}$ — эквивалентный диаметр насадки, определяемый по уравнению (17.22), м; v_r — скорость газа, м/с; ρ_r — плотность газа, кг/м³.

При орошении насадочной колонны жидкостью гидравлическое сопротивление колонны увеличивается с ростом расхода потока газа (пара) и плотности орошения и достигает максимума при режиме захлебывания. Плотностью орошения и плотностью газового (парового) потока называют массовые скорости потоков газа (пара) и жидкости в колонне, отнесенные к единице поперечного сечения аппарата [в кг/(м²·с)].

Сопротивление смоченной насадки может быть вычислено по формуле, которую рекомендует проф. А. Н. Плановский:

$$\Delta p = \Delta p_c [1 + 8,4(L/G)^{0,4} (\rho_r/\rho_{ж})^{0,23}], \quad (17.30)$$

где Δp_c — сопротивление сухой насадки.

Диаметр абсорбера определяют по уравнению (16.69). Скорость газа принимают на 15...20% ниже скорости захлебывания и определяют по уравнению (17.23).

Высоту абсорбера можно найти по модифицированному уравнению массопередачи (16.62).

Определение коэффициента массоотдачи в газовой (паровой) фазе для насадочных колонн возможно по критериальной зависимости, выведенной на основе обобщения значительного количества

экспериментальных данных, полученных для орошаемых насадок,

$$Nu_{д.г} = 0,407 Re_{г}^{0,655} Pr_{д.г}^{0,33} (h/d_{эж})^{-0,47}. \quad (17.31)$$

Определяющим геометрическим размером в этом уравнении служит эквивалентный диаметр насадки $d_{эж}$. В критерий $Re_{г}$ подставляют скорость газа в свободных каналах насадки.

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе для насадочных колонн может быть определен по уравнению

$$Nu_{д.ж} = 0,00216 Re_{ж}^{0,77} Pr_{д.ж}^{0,5}, \quad (17.32)$$

в котором критерий $Nu_{д.ж}$ рассчитывают по приведенной толщине пленки

$$\delta_{п} = \left(\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 g} \right)^{0,33}.$$

Расчет тарельчатых колонн сводится к определению гидравлического сопротивления, диаметра колонны, числа тарелок, высоты абсорбера.

После выбора типа тарелки определяют предельно допустимую скорость пара или газа, для расчета которой, например, можно использовать уравнение Киришаума

$$v_{пр} = 0,05 \sqrt{\rho_{ж}/\rho_{г}}. \quad (17.33)$$

Скорость газа (пара) в свободном сечении колонны принимается равной $(0,8...0,9)v_{пр}$.

В настоящее время определена тенденция к уменьшению расстояния между тарелками. Минимальное расстояние между тарелками, обеспечивающее необходимый гидравлический затвор, определяется соотношением (рис. 17.15)

$$h_{т} \geq h_{д} + h_{з} + h_{0}, \quad (17.34)$$

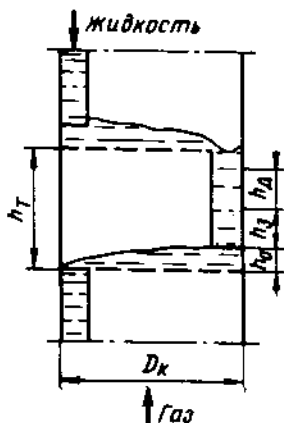
где $h_{д}$ — высота столба жидкости в сливном патрубке, необходимая для создания скорости жидкости, м; $h_{з}$ — высота столба жидкости в сливном патрубке, обеспечивающая гидравлический затвор, м; h_{0} — расстояние от тарелки до нижнего края сливного патрубка, м.

Высота столба жидкости в сливном патрубке

$$h_{д} = \frac{v_{с}^2}{2g} (1 + \xi_1 + \xi_2), \quad (17.35)$$

где $v_{с}$ — скорость жидкости в сливном патрубке, принимаемая обычно в пределах $0,02...0,06$ м/с; ξ_1 — коэффициент сопротивления выхода; ξ_2 — коэффициент, выражающий сопротивление сливного патрубка.

Рис. 17.15. К расчету минимального расстояния между тарелками



В свою очередь, $\xi_2 = \lambda l_c / d_c$,

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления; l_c — рабочая длина сливного патрубка ($h_n + h_s$), м; d_c — диаметр сливного патрубка.

Высота h_s уравнивает перепад давления между тарелками. Следовательно,

$$\Delta p \leq \rho_n h_s g, \quad (17.36)$$

где ρ_n — плотность пены в сливном патрубке, приблизительно равная $0,5 \rho_*$.

Сопротивление ситчатой тарелки (в Па) может быть определено по уравнению

$$\Delta p = \Delta p_c + \Delta p_\sigma + \Delta p_ж, \quad (17.37)$$

где Δp_c — сопротивление «сухой» тарелки; Δp_σ — перепад давления, необходимый для преодоления сил поверхностного натяжения; $\Delta p_ж$ — сопротивление столба жидкости на тарелке.

Величина Δp_σ определяется по величине поверхностного натяжения жидкости

$$\Delta p_\sigma = 4\sigma / d_0, \quad (17.38)$$

где σ — поверхностное натяжение на границе фаз, Н/м; d_0 — диаметр отверстия в тарелке, м.

Сопротивления Δp_c и $\Delta p_ж$ могут быть вычислены по уравнениям, рекомендуемым проф. А. Н. Плановским:

$$\Delta p_c = 1,83 \frac{v_0^2}{2} \rho_r; \quad (17.39)$$

$$\Delta p_ж = 1,3 kh + \sqrt[3]{k\Delta h}, \quad (17.40)$$

где v_0 — скорость газового (парового) потока в отверстиях тарелки, м/с; $k=0,5$ — отношение плотности пены на тарелке к плотности жидкости; h — высота сливного порога, м; Δh — высота слоя небарботируемой жидкости у сливного порога, м;

$$\Delta h = \sqrt{(L/\varphi b)^2}; \quad (17.41)$$

здесь L — массовый расход жидкости, кг/ч; φ — коэффициент расхода жидкости через сливную перегородку ($\varphi=6400 \dots 10000$); b — ширина сливной перегородки, м.

Гидродинамические соотношения, характеризующие работу колонн с колпачковыми тарелками, мало отличаются от соотношений для колонн со ситчатыми тарелками.

Гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки определяется из равенства

$$\Delta p = \Delta p_k + \Delta p_{пр} + \Delta p_ж, \quad (17.42)$$

где Δp_k — потери давления газового (парового) потока при проходе через колпачок, Па; $\Delta p_{пр}$ — потери давления при проходе газа (пара) через прорези, Па; $\Delta p_{ж}$ — сопротивление столба жидкости на тарелке, Па.

Сопротивление колпачка Δp_k с достаточной точностью можно определить, суммируя потери давления при преодолении местных сопротивлений, обусловленных сужением газовой струи и ее поворотами внутри колпачка. Минимальные гидравлические сопротивления обычно соответствуют равенству скоростей газового потока во всех сечениях колпачка

$$\pi d_n^2/4 = \pi d_k h_k = (\pi/4) (d_k^2 - d_n^2), \quad (17.43)$$

где d_n — диаметр патрубка, м; d_k — диаметр колпачка, м; h_k — высота расположения колпачка над патрубком, м.

Лучшие гидродинамические характеристики имеют колпачки, у которых диаметр равен 40...60 мм и площадь всех сечений паровых патрубков составляет 10...15% площади поперечного сечения колонны.

Сопротивление колпачка может быть вычислено по формуле

$$\Delta p_k = \Sigma \xi (v^2 \rho_r / 2), \quad (17.44)$$

где v — скорость газа (пара) в патрубке, м/с; $\Sigma \xi$ — сумма всех сопротивлений.

Сопротивление прорезей можно найти по уравнению

$$\Delta p_{пр} = \xi_{пр} (v_{пр} \rho_r / 2) + \Delta p_{\sigma}, \quad (17.45)$$

где $\xi_{пр} = 1,5$ — коэффициент местного сопротивления при проходе газа через прорезь; $v_{пр}$ — скорость газа (пара) в прорези, м/с; Δp_{σ} — сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, Па.

В данном случае

$$\Delta p_{\sigma} = 4\sigma/d_r, \quad (17.46)$$

где d_r — гидравлический диаметр открытого отверстия прорези.

Сопротивление столба жидкости на колпачковой тарелке определяется по тому же уравнению, что и на ситчатой (17.35).

Диаметр абсорберов определяют по уравнению (16.69). Высоту тарельчатых абсорберов находят, зная число тарелок и расстояние между тарелками, по формуле

$$H = h_r n + h_a, \quad (17.47)$$

где h_r — расстояние между тарелками, м; n — число тарелок; h_a — расстояние от верхней тарелки до крышки абсорбера, м.

Число ступеней изменения концентрации (число тарелок) находят методами, изложенными в главе 16.

Коэффициенты массопередачи определяют по уравнениям (17.12) и (17.13).

Коэффициенты массоотдачи в газовой фазе в тарельчатых колоннах рассчитывают по следующим уравнениям, предложенным Г. П. Саламахой:

для колпачковых тарелок

$$Nu_{д.г} = 0,265 Re_r Pr_{д.г}^{0,5} We^{-0,32}; \quad (17.48)$$

для ситчатых тарелок с переливными устройствами

$$Nu_{д.г} = 2,5 Re_r^{0,72} Pr_{д.г}^{0,5} We^{-0,25}; \quad (17.49)$$

для ситчатых провальных тарелок

$$Nu_{д.г} = 1,53 Re_r^{0,72} Pr_{д.г}^{0,5} We^{-0,25}, \quad (17.50)$$

где We — критерий Вебера; $We = \frac{\sigma}{\rho_{ж} g h_{ст}^2}$. Здесь σ — поверхностное натяжение, Н/м; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, кг/м³; $h_{ст}$ — высота статического слоя жидкости на тарелке, м.

Линейным размером в критериях $Nu_{д.г}$ и Re_r является капиллярная константа χ , определяемая как $\chi = \sqrt{(\sigma/\rho_{ж}g)}$.

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе может быть рекомендовано уравнение

$$Nu_{д.ж} = 540 Re_{ж}^{0,33} Pr_{д.ж}^{0,45}, \quad (17.51)$$

В этом уравнении в критерий $Re_{ж}$ подставляется скорость газа (пара) в свободном сечении колонны.

Контрольные вопросы и задания. 1. Какова сущность абсорбции? Каким законом массопередачи подчиняется процесс абсорбции? 2. Какому закону подчиняется равновесие в процессах абсорбции? Какие факторы способствуют абсорбции и десорбции? 3. Что является движущей силой абсорбции? Как она определяется? 4. Изобразите процесс абсорбции в координатах $y - x$. Как определяется средняя движущая сила процесса? 5. Какие схемы абсорбции применяют в технике? Дайте технико-экономическую характеристику этих схем. 6. Как влияет расход абсорбента на размеры абсорбера? Может ли абсорбер работать при минимальном расходе абсорбента? 7. Из каких соображений определяется оптимальный расход абсорбента? 8. Как видоизменяются и почему уравнения для определения коэффициентов массоотдачи для хорошо и трудно-растворимых газов? 9. Какие конструкции абсорберов применяются в промышленности? 10. При каких режимах могут работать насадочные абсорберы? 11. Какие применяются насадки в абсорберах? Каким требованиям должны удовлетворять насадки? 12. В чем заключается расчет насадочных и тарельчатых абсорберов? 13. Как определяется эффективность ступени изменения концентраций? Каков ее физический смысл? 14. В чем различие теоретической и действительной ступени изменения концентраций? 15. Как определяется число действительных ступеней изменения концентраций? 16. Какие критериальные уравнения используются для расчетов коэффициентов массоотдачи в газовой и жидкой средах?

Задача 17.1. Определить диаметр и высоту абсорбера, заполненного кольцами Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ мм. Абсорбер предназначен для поглощения паров ацетона из воздуха.

Температура орошающей воды в абсорбере 20°C , массовый расход ее 2500 кг/ч. Начальная концентрация ацетона в смеси $y_n = 0,05$ (в долях единицы). Чистого воздуха в этой смеси содержится 1500 м³/ч, считая на нормальные условия. Степень поглощения ацетона $c_n = 0,97\%$.

Уравнение линии равновесия $y_p = 1,68x$. Скорость газа в абсорбере принять на 25% ниже скорости захлебывания. Скорость захлебывания $v = 1,6$ м/с.

Коэффициент массопередачи $K_y = 0,6$ кмоль ацетона/(м³·ч·кмоль ацетона/кмоль воздуха), начальная концентрация ацетона в жидкости $x_n = 0$.

В абсорбере фазы взаимодействуют противотоком.

Количество поглощаемого ацетона

$$M = \frac{G y_n c_n}{(1 - y_n) 22,4} = \frac{1500 \cdot 0,05 \cdot 0,97}{0,95 \cdot 22,4} = 3,42 \text{ кмоль/ч.}$$

Конечная относительная концентрация ацетона в воде на выходе из абсорбера

$$x_k = M/(L/M_w) = 3,42/(2500/18) = 0,0246 \text{ кмоль ацетона/кмоль воды,}$$

где M_w — относительная молекулярная масса воды; L — массовый расход охлаждающей воды, м³/ч.

Начальная относительная концентрация ацетона в воздухе на входе в абсорбер

$$y_n = y_n/(1 - y_n) = 0,05/0,95 = 0,0526 \text{ кмоль ацетона/кмоль воды.}$$

Конечная концентрация ацетона в воздухе на выходе из абсорбера

$$y_k = y_n(1 - c_n)/(1 - y_n) = 0,05 \cdot 0,03/0,95 = 0,00158 \text{ кмоль ацетона/кмоль воды.}$$

Конечная концентрация ацетона в воздухе на выходе из абсорбера

$$\Delta y_n = y_n - y_{n,p} = 0,0526 - 0,0413 = 0,0113 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха.}$$

Значение $y_{n,p}$ находим по уравнению равновесной линии процесса для x_k

$$y_{n,p} = 1,68x_k = 1,68 \cdot 0,0246 = 0,0413 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха.}$$

Определяем конечную движущую силу

$$\Delta y_k = y_k - y_{k,p} = 0,00158 - 0 = 0,00158 \text{ кмоль ацетона/кмоль воздуха.}$$

$$y_{k,p} = 0, \text{ так как } x_n = 0.$$

Средняя движущая сила

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{\Delta y_n - \Delta y_k}{2,31 \lg \Delta y_n / \Delta y_k} = \frac{0,0113 - 0,00158}{2,3 \cdot 0,854} = 0,00494.$$

Рис. 17.16. К определению размеров абсорбера

Площадь поверхности массопередачи

$$F = \frac{M}{K_y \Delta y_{\text{ср}}} = \frac{3,42}{0,6 \cdot 0,00494} = 1154 \text{ м}^2.$$

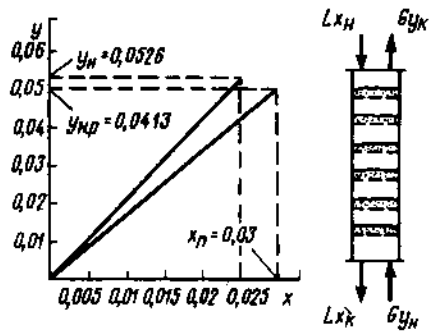
Объем слоя насадки $V_{\text{н}} = F/\sigma = 1154/204 = 5,62 \text{ м}^3$, где $\sigma = 204 \text{ м}^2/\text{м}^3$ — удельная площадь поверхности насадки.

Определяем поперечное сечение абсорбера (рис. 17.16).

Рабочую скорость газа находим, исходя из условия, что она на 25% ниже скорости захлебывания: $v = 0,75 = 1,2 \text{ м/с}$.

Площадь поперечного сечения абсорбера $S = G/(3600v_{\text{г}}) = 1500 \cdot 1,293/(3600 \cdot 1,2 \times 1,2) = 0,374 \text{ м}^2$, где $\rho_{\text{г}} = 1,293 \cdot 273/293 = 1,2 \text{ кг/м}^3$.

Диаметр абсорбера $D = \sqrt{0,374/0,785} = 0,69 \text{ м}$. Высота насадки $H_{\text{н}} = V_{\text{н}}/S = 5,62/0,374 = 15 \text{ м}$.



Глава 18

ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ

18.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Перегонка и ректификация — наиболее распространенные методы разделения жидких однородных смесей, состоящих из двух или нескольких летучих компонентов.

Процессы перегонки и ректификации широко применяют в пищевой промышленности при получении технического и пищевого этилового спирта, в производстве ароматических веществ и др. Перегонку используют для грубого разделения смесей. Для наиболее полного их разделения применяют ректификацию.

Процессы перегонки и ректификации основаны на различной летучести компонентов смеси при одной и той же температуре. Компонент смеси, обладающий большей летучестью, называется легколетучим, а компонент, обладающий меньшей летучестью, труднолетучим. Соответственно легколетучий компонент кипит при более низкой температуре, чем труднолетучий. Поэтому их называют также низкокипящим и высококипящим компонентами.

В результате перегонки или ректификации исходная смесь разделяется на дистиллят, обогащенный легколетучим компонентом, и кубовый остаток, обогащенный труднолетучим компонентом. Дистиллят получают в результате конденсации паров в конденсаторе-дефлегматоре. Кубовый остаток получают в кубе установки.

18.2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССОВ

В простейшем случае исходная смесь состоит из двух компонентов. Такая смесь называется бинарной.

Число степеней свободы бинарной смеси

$$C = K + 2 - \Phi = 2 + 2 - 2 = 2,$$

где K — число компонентов ($K = 2$); Φ — число фаз ($\Phi = 2$).

Состояние системы определяют три независимых параметра: давление p , температура t , концентрация x . При выборе любых двух параметров определяется значение третьего. Следовательно, равновесную зависимость можно представить, используя две переменные величины (p и x , t и x , p и t , x и y).

Жидкие смеси значительно различаются по своим физико-химическим характеристикам.

В зависимости от взаимной растворимости компонентов бинарные смеси можно разделить на смеси с неограниченной растворимостью компонентов, с взаимно нерастворимыми компонентами, с частичной растворимостью компонентов друг в друге.

Смеси с неограниченной растворимостью компонентов по своему поведению делятся на идеальные и реальные (растворы).

Идеальными смесями называют такие, смешение компонентов которых происходит без выделения и поглощения теплоты и без изменения объема смеси.

Рассмотрим бинарную жидкую смесь, состоящую из легколетучего компонента A и труднолетучего B . Давление насыщенного пара чистых компонентов A и B соответственно обозначим P_A и P_B .

Идеальные смеси подчиняются закону Рауля, который гласит, что парциальное давление компонента в паре пропорционально мольной доле компонента в жидкости:

$$P_A = P_A x; P_B = P_B(1-x), \quad (18.1)$$

где P_A, P_B — парциальные давления компонентов A и B ; $x, (1-x)$ — мольные доли компонентов A и B в жидкой смеси.

Общее давление в системе по закону Дальтона равно сумме парциальных:

$$P = P_A x + P_B(1-x) = P_B + (P_A - P_B)x, \quad (18.2)$$

откуда

$$x = (P - P_B)/(P_A - P_B).$$

Из уравнений (18.1) и (18.2) видно, что при постоянной температуре парциальное давление компонентов и общее давление паров над жидкой смесью находятся в линейной зависимости от мольной доли x легколетучего компонента.

Изотермы парциальных давлений компонентов и общего давления изображены на рис. 18.1. Прямые OB и CA показывают изменение парциальных давлений компонентов (p_A и p_B), прямая AB — изменение общего давления над раствором. Вертикальные отрезки OA и CB определяют давление насыщенных паров чистых компонентов (P_B и P_A).

Согласно закону Дальтона парциальное давление компонента в паре пропорционально мольной доле этого компонента в паре:

$$p_A = Py; p_B = P(1 - y), \quad (18.3)$$

где P — общее давление в системе; y , $(1 - y)$ — мольные доли компонентов A и B в паровой смеси.

Для условия равновесия имеем

$$P_A x = Py; P_B(1 - x) = P(1 - y), \quad (18.4)$$

откуда

$$y = (P_A/P)x \text{ или } 1 - y = (P_B/P)(1 - x). \quad (18.5)$$

Обычно процессы перегонки и ректификации проводят в изобарических условиях, поэтому рассмотрим поведение идеальной бинарной смеси при $P = \text{const}$.

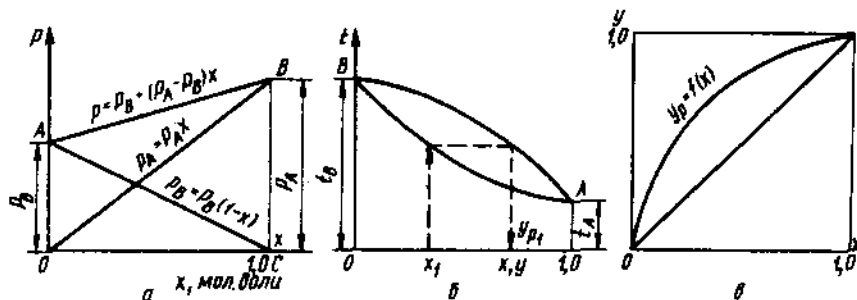


Рис. 18.1. Диаграммы равновесия жидкость — пар для идеальных смесей: а — изотермы парциальных давлений компонентов и общего давления над смесью; б — диаграммы $t-x$, y ; в — диаграммы $y-x$

В этом случае равновесную зависимость можно представить в координатах $t - x$, y или $y - x$. Зная температуры и рассчитав величины x и y , построим диаграмму, характеризующую равновесие в системе. Нижняя кривая на диаграмме (рис. 18.1,б) определяет температуры кипения жидкой смеси, верхняя — температуры конденсации паровой смеси. Отрезки, отложенные по осям ординат при $x = 0$ и $x = 1,0$, определяют температуры кипения соответственно трудно- и легколетучего компонентов.

Для определения состава пара по известному составу жидкости x_1 из точки на оси абсцисс, соответствующей концентрации жидкости, проводят вертикаль до пересечения с линией кипения. Далее из точки пересечения проводят горизонталь до пересечения с линией конденсации пара. Абсцисса точки пересечения определит состав равновесного пара y_{p1} .

Из рис. 18.1,б видно, что при одной и той же температуре кипения концентрация легколетучего компонента в парах больше его концентрации в равновесной с парами жидкости. Это свойство систем жидкость — пар подчиняется первому закону Коновалова: пар обогащается тем компонентом, добавление которого к жидкости повышает давление пара над этой жидкостью или снижает ее температуру кипения.

Для расчетов процессов ректификации более удобно использовать диаграмму $y - x$ (рис. 18.1,в), построенную на основе диаграммы $t - x$, y . Кривая зависимости $y_p = f(x)$ соответствует уравнению

$$y = \frac{P_A x}{P} = \frac{P_A x}{P_B + (P_A - P_B)x}, \quad (18.6)$$

которое выражает зависимость между равновесными составами жидкой и паровой фаз.

Зная относительную летучесть компонентов

$$\alpha = P_A/P_B,$$

можно рассчитать и построить кривую равновесия для идеальных смесей

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}. \quad (18.7)$$

С жидкостью, состоящей только из легколетучего компонента, находится в равновесии пар, состоящий также только из этого компонента. Соответственно крайние точки кривой равновесия расположены в противоположных углах квадрата. Кривая равновесия и диагональ квадрата ограничивают область существования жидкой и паровой фаз.

Реальные жидкие смеси характеризуются теплотами смешения компонентов, изменением объема при смешении, и их поведение в большинстве случаев не подчиняется закону Рауля. В этих смесях следует учитывать силы взаимодействия молекул паровой фазы, их собственный объем и т. д.

Отклонение от закона Рауля может быть положительным или отрицательным. В случае положительного отклонения общее давление над раствором больше, чем следует по закону Рауля для идеальных смесей, а при отрицательном — меньше. В первом случае

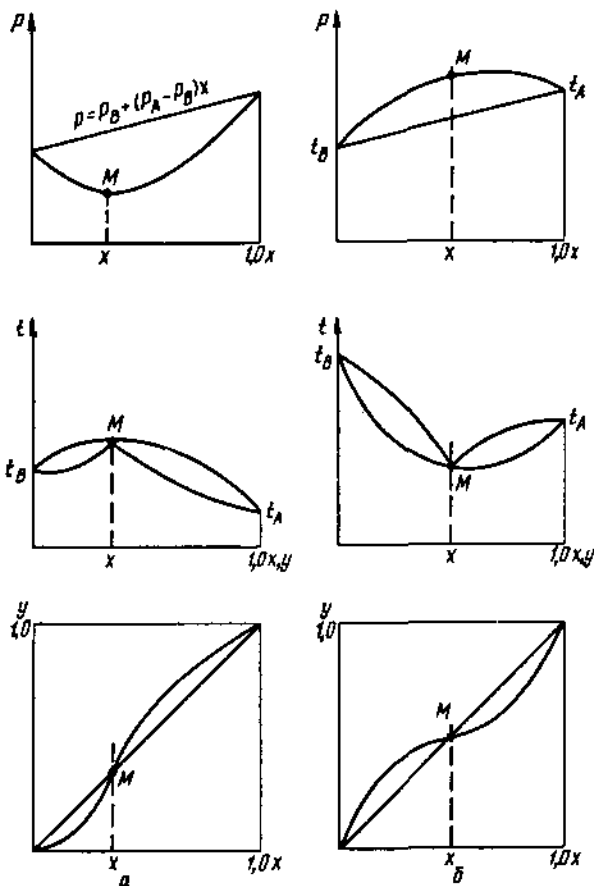


Рис. 18.2. Фазовые диаграммы реальных смесей: а — с отрицательным отклонением; б — с положительным отклонением от закона Рауля

линия общего давления проходит выше прямой для идеального раствора, во втором случае — ниже.

Изменение парциальных давлений в зависимости от концентрации также изображают выпуклыми или вогнутыми кривыми (рис. 18.2). Диаграммы фазовых равновесий для реальных растворов строят на основании экспериментальных данных.

Количественные отклонения от закона Рауля могут быть так велики, что ряд смесей при определенных концентрациях имеет постоянную температуру кипения. При этой температуре согласно закону К о н о в а л о в а состав равновесного пара над жидкой смесью равен составу жидкой смеси, т. е. $y_p = x$ (точка M на рис. 18.2). Такие смеси называют азеотропными. Они могут быть с максимальной или минимальной температурой кипения по сравнению с жидкой смесью других составов.

Состав азеотропных смесей зависит от давления (температуры).

Согласно закону Вревского при повышении температуры азеотропной смеси, обладающей максимумом давления пара в смеси, увеличивается относительное содержание того компонента, парциальная мольная теплота испарения которого больше, а для смеси с минимумом давления пара — содержание компонента, парциальная мольная теплота испарения которого меньше.

Согласно этому закону азеотропная смесь может быть разделена перегонкой или ректификацией путем изменения давления.

Смеси взаимно нерастворимых или ограниченно растворимых жидкостей (взаимно нерастворимыми считаются жидкости, облада-

ющие незначительной растворимостью друг в друге). В случае полной нерастворимости компонентов A и B силы взаимодействия молекул этих компонентов равны нулю, а каждый из них ведет себя независимо от другого). Такие смеси кипят при давлении

$$P = P_A + P_B.$$

При нерастворимости компонентов парциальное давление любого компонента равно давлению его насыщенного пара при той же температуре.

Температура кипения смеси $t_{см}$ не

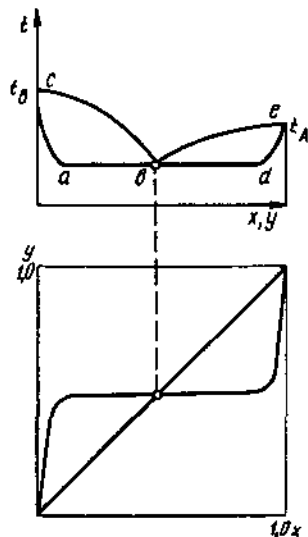


Рис. 18.3. Фазовые диаграммы для ограниченно растворимых жидкостей

зависит от состава жидкой смеси (линия abd на рис. 18.3).

Температура кипения смеси всегда ниже температур кипения чистых компонентов.

В природе редко встречаются абсолютно нерастворимые друг в друге вещества. При незначительной растворимости одного вещества в другом температура кипения будет меняться по линии ac или de до температуры кипения основного компонента смеси. Изменение температур конденсации пара будет протекать по линиям cb и eb . В точке b конденсируется пар состава $y_0 = P_A/P = \text{const}$.

18.3. ПРОСТАЯ ПЕРЕГОНКА

Перегонка представляет собой процесс однократного частичного испарения жидкой смеси и конденсации образовавшихся паров.

Простая перегонка может проводиться с отбором фракций, с дефлегмацией, с водяным паром или под вакуумом (молекулярная перегонка).

Фракционная перегонка заключается в постепенном испарении жидкости, находящейся в перегонном кубе (рис. 18.4). Образовавшиеся пары отводятся в холодильник и там конденсируются, а дистиллят собирается в сборнике. Кубовый остаток удаляется из куба после окончания процесса. Обогрев куба осуществляется насыщенным водяным паром или дымовыми газами.

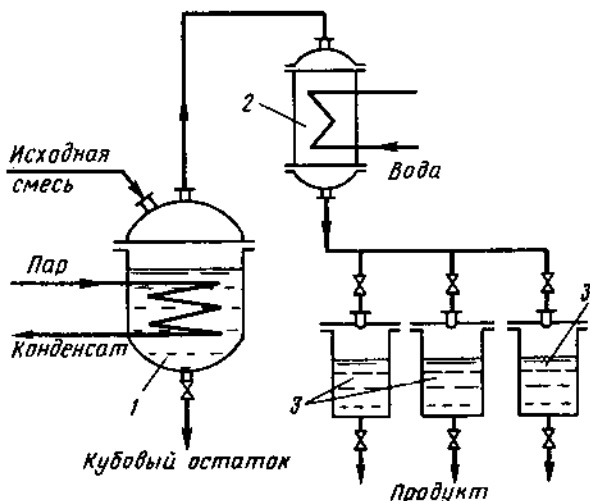


Рис. 18.4. Установка для простой перегонки: 1 — куб; 2 — конденсатор; 3 — сборники дистиллята

При испарении смеси содержание легколетучего компонента в дистилляте непрерывно уменьшается от максимального в начале до минимального в конце перегонки. Это позволяет получать несколько фракций дистиллятов различного состава, собирая их в разные сборники. Способ перегонки с разделением смеси на несколько фракций, в различной степени обогащенных летучим компонентом, называется фракционной перегонкой.

При простой перегонке образующийся пар отводится из куба и в каждый данный момент находится в равновесии с оставшейся жидкостью.

При составлении материального баланса простой перегонки допустим, что в некоторый момент времени t в перегонном кубе находится L кг смеси с концентрацией x низкокипящего компонента. Пусть за бесконечно малый промежуток времени dt испарится dL кг. Тогда количество жидкости и состав ее меняются и составляют соответственно $(L - dL)$ и $(x - dx)$. Количество образующегося за этот промежуток времени пара равно уменьшению количества жидкости dL , а его состав y_p является равновесным с x . Содержание летучего компонента в жидкости к началу рассматриваемого промежутка времени составляет Lx , а к концу — $(L - dL)(x - dx)$. Количество же летучего компонента, перешедшего за этот промежуток времени в пар, равно $y_p dL$. Таким образом, уравнение материального баланса по летучему компоненту за рассматриваемый промежуток времени может быть записано так:

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + y_p dL.$$

Раскрывая скобки и пренебрегая членом $dLdx$ как бесконечно малой величиной второго порядка, получим

$$Ldx = (y_p - x)dL; \quad dL/L = dx/(y_p - x). \quad (18.8)$$

В начальный момент перегонки количество жидкости в аппарате равно количеству начальной смеси F (состава x_F), а в конечный момент — количеству остатка W (состава x_W). Таким образом, пределы интегрирования будут для левой части F и W , для правой части x_F и x_W :

$$\int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y_p - x}$$

Интегрируя левую часть, получим

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y_p - x} \quad (18.9)$$

Вид функции $y_p = f(x)$ устанавливается экспериментальным путем, поэтому интегрирование правой части уравнения (18.9) проводится графически. Для этого для ряда значений x в пределах от x_f до x_w находят из диаграммы $y-x$ равновесные значения y_p . Строят зависимость $\frac{1}{y_p - x}$ от x и по размеру площади под кривой, ограниченной значениями x_f и x_w , определяют величину искомого интеграла. После этого по уравнению (18.9), зная количество загруженной смеси F , ее концентрацию x_f и концентрацию кубового остатка x_w , определяют количество кубового остатка W .

Средний состав дистиллята определяют из уравнения материального баланса

$$Fx_f = Wx_w + (F - W)x_{dcp},$$

откуда

$$x_{dcp} = \frac{Fx_f - Wx_w}{F - W}. \quad (18.10)$$

Простая перегонка с дефлегмацией (рис. 18.5) проводится для увеличения степени разделения исходной смеси. В этом случае пары, уходящие из перегонного куба, поступают в дефлегматор, где частично конденсируются. При частичной конденсации образуется

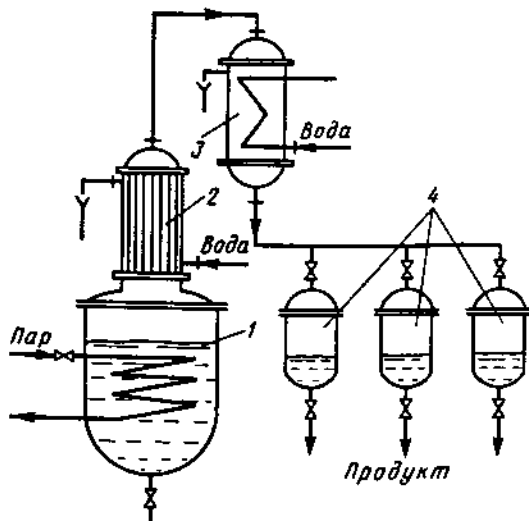


Рис. 18.5. Установка для простой перегонки с дефлегмацией:

1 — куб; 2 — дефлегматор; 3 — конденсатор; 4 — сборники

флегма, обогащенная труднолетучим компонентом, которая сливается обратно в куб и взаимодействует с выходящими из куба парами.

Пары, обогащенные легколетучим компонентом, поступают в конденсатор. Дистиллят собирается в сборниках. Кубовый остаток удаляют из перегонного куба после достижения заданной концентрации x_w .

Перегонку с водяным паром проводят с целью понижения температуры кипения исходной смеси веществ, кипящих при температурах выше 100°C , компоненты которой нерастворимы в воде. При такой перегонке отгоняемый компонент получается обычно в виде смеси с водой при температуре кипения или атмосферном давлении — меньшем, чем температура кипения воды.

Общее давление паров над смесью равно сумме давлений чистых компонентов при той же температуре ($P = P_A + P_B$). Следовательно, при атмосферном давлении парциальное давление водяного пара над смесью $P_B = P - P_A < P$.

На рис. 18.6 показана диаграмма для определения температур кипения при перегонке с водяным паром, которая определяется как точки пересечения кривой упругости водяного пара с кривыми упругости различных жидкостей.

По диаграмме температура перегонки бензола с водяным паром при атмосферном давлении составляет $69,5^\circ\text{C}$, а при $p = 0,0395\text{ МПа}$ — около 46°C , толуола при атмосферном давлении — 85°C .

Схема установки для перегонки с водяным паром показана на

рис. 18.7. Исходная смесь загружается в перегонный куб, в рубашку которого подается глухой насыщенный водяной пар. Внутри куба в исходную смесь барботируется острый водяной пар. Пары, образующиеся при кипении смеси, поступают в конденсатор и далее в сепаратор, где конденсат разделяется. Из сепаратора удаляются вода и нерастворяющийся в воде легколетучий компонент, который собирается в сборнике.

Отношение количества отогнанного компонента к количеству водяного пара

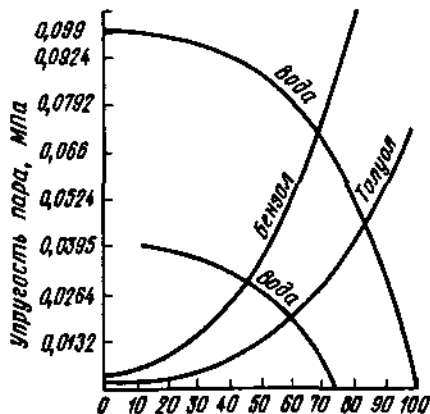


Рис. 18.6. Диаграмма для определения температуры кипения при перегонке с водяным паром

$$G_k/G_B = P_k M_k / (P_B M_B), \quad (18.11)$$

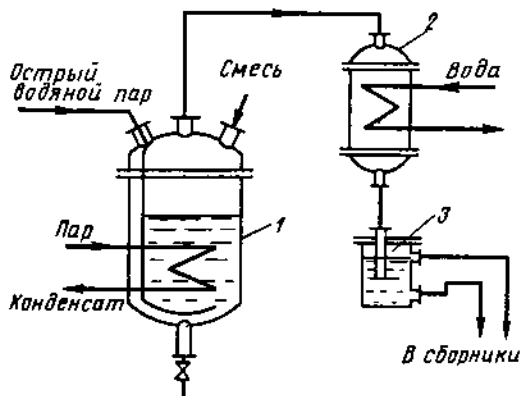


Рис. 18.7. Установка для перегонки с водяным паром: 1 — куб; 2 — конденсатор; 3 — сепаратор

где G_k и G_b — массовые количества соответственно компонента и воды; P_k и P_b — давления паров соответственно отогнанного компонента и воды; M_k и M_b — молекулярные массы соответственно компонента и воды.

Парциальное давление водяного пара $p_b = P - \varphi p_k$, где P — общее давление; φ — степень насыщения. Тогда из (18.11)

$$G_b = G_k \frac{(P - \varphi p_k) M_b}{\varphi p_k M_k} \quad (18.12)$$

Молекулярная перегонка используется для разделения компонентов, кипящих при высоких температурах и не обладающих необходимой термической стойкостью. Процесс проводится под глубоким вакуумом, соответствующим остаточному давлению 1,31...0,131 Па.

Молекулярная перегонка протекает путем испарения жидкости с ее поверхности. Процесс осуществляется на близрасположенных поверхностях испарения и конденсации, причем расстояние между ними (обычно 20...30 мм) должно быть меньше длины свободного пробега молекул. В этом случае отрывающиеся от поверхности испарения молекулы летучего компонента попадают на поверхность конденсации и конденсируются на ней. Разность температур между поверхностями испарения и конденсации порядка 100 °С.

На рис. 18.8 показана схема аппарата для молекулярной перегонки. Исходная смесь поступает в аппарат через трубу на дно ротора. Под действием центробежной силы поступившая жидкость поднимается в виде тонкой пленки по конусу, одновременно нагревается излучением от электронагревателя и испаряется. Оторвавшиеся с поверхности испарения молекулы уносятся к поверхностям конденсации. Пары менее летучего компонента конденсируются на поверхности конденсатора 4, а пары более летучих компонентов — на поверхности конденсатора 5. Первая фракция стекает с поверхности

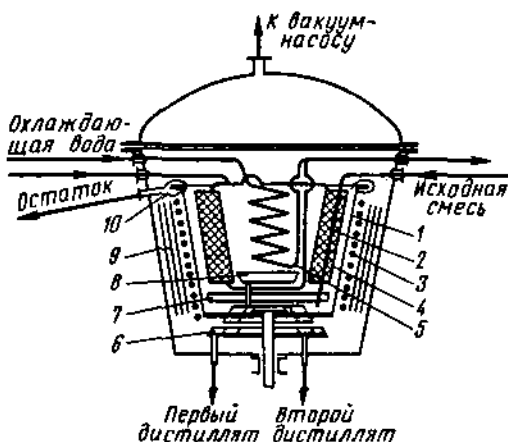


Рис. 18.8. Аппарат для молекулярной перегонки:

1 — ротор; 2 — труба для подачи исходной смеси; 3 — электронагреватель; 4, 5 — первый и второй конденсаторы; 6 — кольцевой сборник; 7, 8 — поддоны под первым и вторым конденсаторами; 9 — концентрическая изоляционная плита; 10 — отводной желоб

конденсатора 4 на поддон 8, а вторая конденсируется на змеевике и стекает на поддон 7. Неиспарившаяся часть жидкости под действием центробежной силы переливается через край ротора в отводной желоб и удаляется из аппарата.

Из поддона 8 дистиллят отводится через периферийную секцию кольцевого сборника, а из поддона 7 — через центральную секцию.

18.4. РЕКТИФИКАЦИЯ

Ректификация представляет собой разделение смеси на составляющие ее компоненты в результате многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров. Проводят ректификацию в колонных аппаратах, снабженных контактными устройствами (тарелками различной конструкции) либо заполненных насадкой, изготовленной из различных материалов (керамика, металл, дерево). Процесс взаимодействия пара с жидкостью происходит в противотоке, и в каждом контактном устройстве пары конденсируются, а жидкость частично испаряется за счет теплоты конденсации пара. Таким образом, пар обогащается легколетучим компонентом, а жидкость, стекающая в низ колонны, — труднолетучим компонентом. В результате многократного взаимодействия пара и жидкости дистиллят содержит почти чистый легколетучий компонент, а кубовый остаток — труднолетучий.

При расчете процессов ректификации принимается, что:

1) при конденсации 1 кмоль пара испаряется 1 кмоль жидкости, следовательно, количество пара, движущегося в ректификационной колонне, одинаково в любом ее сечении;

2) при конденсации пара в дефлегматоре не происходит изменения состава пара, следовательно, состав пара, уходящего из ректификационной колонны, равен составу дистиллята ($y_d = x_d$);

3) при испарении жидкости не происходит изменения ее состава, следовательно, состав пара, образующегося при испарении, равен составу кубового остатка ($y_w = x_w$).

Процесс ректификации иллюстрируется $t-x, y$ -диаграммой (рис. 18.9). При нагревании жидкой смеси состава x_1 до температуры кипения t_1 получим пар равновесного состава, после конденсации которого образуется жидкость состава x_2 , обогащенная легколетучим компонентом. В результате последующего нагревания этой жидкости до температуры кипения t_2 и конденсации паров получают жидкость состава x_3 . Таким образом, проводя многократное испарение жидкости и конденсацию паров, можно разделить исходную смесь на чистые легколетучий и труднолетучий компоненты.

Материальный и тепловой балансы ректификации составляют по принципиальной схеме (рис. 18.10). В колонну ректификационной установки поступает исходная смесь, которая разделяется в результате ректификации на дистиллят и кубовый остаток. Выходящие из колонны пары конденсируются в дефлегматоре и попадают в сосуд 3, где разделяются на две части: одна часть, так называемая

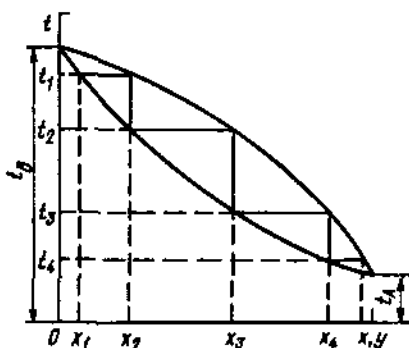
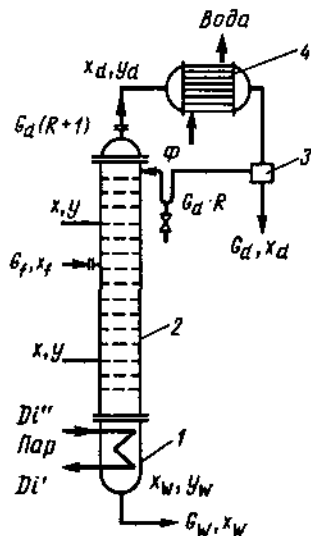


Рис. 18.9. $t-x, y$ -диаграмма

Рис. 18.10. К составлению материального и теплового балансов ректификации:

1 — куб; 2 — колонна; 3 — разделительный стакан; 4 — дефлегматор



флегма Φ , направляется на орошение колонны, а другая отбирается в виде продукта — дистиллята.

Материальный баланс описывается следующими уравнениями:

$$G_f = G_d + G_w, \quad (18.13)$$

по легколетучему компоненту

$$G_f x_f = G_d x_d + G_w x_w, \quad (18.14)$$

где G_f , G_d , G_w — массы соответственно смеси, поступающей на ректификацию, дистиллята и получаемого остатка, кмоль; x_f , x_d , x_w — концентрации легколетучего компонента соответственно в исходной смеси, дистилляте и в остатке, мольные доли.

Из уравнений (18.13) и (18.14) определяют массы дистиллята и кубового остатка:

$$G_d = G_f \frac{x_f - x_w}{x_d - x_w}; \quad (18.15)$$

$$G_w = G_f \frac{x_d - x_f}{x_d - x_w}. \quad (18.16)$$

Отнесем массы исходной смеси, кубового остатка и флегмы к 1 кмоль дистиллята и обозначим: $G_f/G_d = F$; $G_w/G_d = W$; $\Phi/G_d = R$. Последнее отношение называется флегмовым числом.

Тарелка питания разделяет ректификационную колонну на две части: верхнюю, или укрепляющую, и нижнюю — исчерпывающую.

Составим уравнение материального баланса для верхней и нижней частей колонны на основании общего уравнения

$$G dy = L(-dx), \quad (18.17)$$

Количество жидкости, стекающей в укрепляющей части колонны, $L = RG_d$.

Количество паров, поднимающихся по колонне,

$$G = G_d + \Phi = G_d + RG_d = G_d(1 + R). \quad (18.18)$$

Для укрепляющей части колонны запишем

$$(R+1)dy = R(-dx); \quad (18.19)$$

для исчерпывающей части

$$(R+1)dy = (F+R)(-dx). \quad (18.20)$$

Запишем уравнение (18.19) для произвольного сечения верхней части колонны, где концентрации x , y , и верхнего, где концентрации x_d , y_d причем согласно принятому допущению $x_d = y_d$:

$$(R+1)(y_d - y) = (R+1)(x_d - y) = R(x_d - x),$$

откуда

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_d}{R+1}. \quad (18.21)$$

Для произвольного сечения нижней части колонны, где концентрации x и y , и куба, где концентрации жидкости и пара x_w и y_w . из уравнения (18.20) с учетом, что $x_w = y_w$, найдем

$$(R+1)(y - y_w) = (R+1)(y - x_w) = (F+R)(x - x_w) \quad (18.22)$$

или

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{F-1}{R+1} x_w.$$

Зависимости (18.21) и (18.22) представляют собой прямые линии. В уравнении (18.21) $R/(R+1)$ — тангенс угла наклона рабочей линии к оси абсцисс, а $x_d/(R+1)$ — отрезок, отсекаемый рабочей линией на оси ординат диаграммы $y - x$ (рис. 18.11).

Уравнения (18.21) и (18.22) являются уравнениями рабочих линий для укрепляющей и исчерпывающей частей ректификационной колонны.

В случае периодической ректификации процесс описывается рабочей линией для верхней исчерпывающей части колонны.

Из уравнения (18.19) для сечения колонны по тарелке питания (x_p , y_p) и верха колонны (x_d , y_d) получим

$$(R+1)(x_d - y_p) = R(x_d - x_p), \quad (18.23)$$

откуда

$$R = \frac{x_d - y_p}{y_p - x_p} \quad (18.24)$$

Тепловой баланс ректификационной колонны непрерывного действия (см. рис. 18.10) выражается равенством

$$Q_1 + G_f c_f t_f + R G_d c_d t_d = G_d (R+1) \times (r_d - c_d t_d) + G_w c_w t_w + Q_n, \quad (18.25)$$

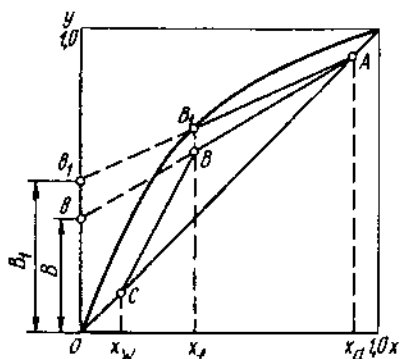


Рис. 18.11. Построение рабочих линий ректификации

где Q_1 — расход теплоты в кубе, Дж/ч; c_p, c_d, c_w — удельные теплоемкости соответственно исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, Дж/(кг·К); t_p, t_d, t_w — температуры соответственно исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, К; r_d — теплота парообразования дистиллята, Дж/кг; Q_n — потери теплоты в окружающее пространство, Дж/ч.

Из уравнения (18.25) находим расход теплоты в кубе ректификационной колонны

$$Q_1 = G_d(R+1)r_d + G_d c_d t_d + G_w c_w t_w + G_f c_f t_f + Q_n. \quad (18.26)$$

Если кипятильник нагревается водяным паром, расход его на проведение процесса составит

$$D = \frac{Q_1}{i'' - i'}, \quad (18.27)$$

где i'', i' — энтальпия соответственно водяного пара и конденсата, кДж/кг.

Рассмотрим построение процесса ректификации для случая питания колонны исходной смесью при температуре кипения.

Рабочие линии на x -диаграмме строят следующим образом. На оси абсцисс (см. рис. 18.11) откладывают концентрации, характеризующие составы жидкостей: x_w, x_p, x_d . Учитывая, что $x_d = y_d$, из точки x_d восстанавливают перпендикуляр и на пересечении его с диагональю находят точку A с координатами $x_d = y_d$. Зная флегмовое число R , определяют отрезок $B = \frac{x_d}{R+1}$ и откладывают его на оси ординат диаграммы. Соединяют конец отрезка B (точка b) с точкой A . Из точки x_p соответствующей заданному составу исходной смеси, проводят вертикаль до пересечения с линией Ab в точке V . Прямая AV является рабочей линией укрепляющей части колонны. Далее из точки x_w восстанавливают перпендикуляр и на пересечении его с диагональю находят точку C . Соединяя точки C и V , получают рабочую линию для исчерпывающей части колонны. Точка V является общей для рабочих линий и характеризует рабочую концентрацию в жидкости и паре на тарелке питания.

Положение рабочих линий при заданных концентрациях жидкости x_w, x_p, x_d зависит только от величины отрезка B , определяемого значением рабочего флегмового числа R [см. уравнение (18.24)]. С уменьшением флегмового числа отрезок B увеличивается, и рабочая линия стремится к своему предельному верхнему положению Ab , соответствующему пересечению рабочей и равновесной линий в точке V_1 . Очевидно, что в этой точке движущая сила $\Delta y = y_p - y = 0$ и, следовательно, ректификационная колонна должна иметь бесконечно большую поверхность фазового контакта. Действительно, в этом случае число теоретических ступеней изменения концент-

раций (см. главу 16) будет бесконечным и разделение смеси возможно только в условной колонне бесконечной высоты. При этом расход греющего пара и диаметр колонны будут минимальными. Флегмовое число при этом также будет минимальным и равным

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_{fp}}{y_{fp} - x_f} \quad (18.28)$$

Второму нижнему предельному положению рабочей линии соответствует бесконечно большое флегмовое число и соответственно отрезок $B = 0$. В этом случае обе рабочие линии совпадают с диагональю. Бесконечно большому флегмовому числу соответствует максимальная движущая сила процесса $\Delta u_{\max} = y_p - u$ и, следовательно, наименьшее число теоретических ступеней изменения концентрации и минимальная высота колонны. Однако расход пара в колонне, расход греющего пара в кипятильнике, диаметр колонны, а также расход охлаждающей воды в дефлегматоре будут максимальными. В этих условиях ректификационная колонна работает без отбора дистиллята, «сама на себя», что имеет место только при выводе колонны на рабочий режим.

Рациональный выбор рабочего флегмового числа представляет собой достаточно сложную задачу, однако необходим, так как от флегмового числа зависят размеры (высота, диаметр) ректификационной колонны, а следовательно, капитальные и эксплуатационные расходы, а также энергозатраты.

На рис. 18.12 приведены изменения статей расхода на ректификацию в зависимости от величины флегмового числа.

Эксплуатационные расходы, определяемые в основном расходом пара и воды, возрастают прямо пропорционально величине флегмового числа. Зависимость капитальных затрат от величины флегмового числа обратно пропорциональна высоте и диаметру колонны. Некоторому значению флегмового числа соответствует минимум капитальных затрат. Зависимость суммарных затрат от флегмового числа также имеет минимум. Этому минимуму соответствует оптимальное значение рабочего флегмового числа.

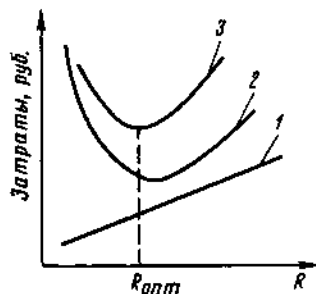


Рис. 18.12. Зависимость статей расхода на ректификацию от величины флегмового числа:
1 — эксплуатационные затраты; 2 — капитальные затраты;
3 — суммарные затраты

Рабочее флегмовое число

$$R_p = \sigma R_{min}, \quad (18.29)$$

где σ — коэффициент избытка флегмы.

Во многих случаях коэффициент избытка флегмы принимается с учетом изложенного в пределах $\sigma = 1,1 \dots 1,4$.

Рабочие линии при периодической ректификации изображаются на $y-x$ -диаграмме (рис. 18.13). Процессы периодической ректификации могут проводиться при постоянном флегмовом числе либо при постоянном составе дистиллята.

В случае ректификации при постоянном флегмовом числе содержание легколетучего компонента в кубе и дистилляте постепенно уменьшается. В результате, как и в случае фракционной перегонки, получают дистиллят в виде нескольких фракций.

При постоянном флегмовом числе наклон рабочих линий не зависит от концентраций. Пусть в первый момент ректификации концентрация летучего компонента в кубовой жидкости x_p , а в дистилляте x_d (рис. 18.13,а). В результате ректификации концентрация летучего компонента в кубе будет уменьшаться и принимать значения x_1, x_2 и т. д. вплоть до конечной концентрации x_w . Соответственно будет уменьшаться и концентрация легколетучего компонента в дистилляте: x_{d1}, x_{d2}, x_{d3} и т. д. В итоге будет получен дистиллят среднего состава

$$x_{d\text{ср}} = \frac{1}{x_f - x_w} \int_{x_w}^{x_f} f(x) dx. \quad (18.30)$$

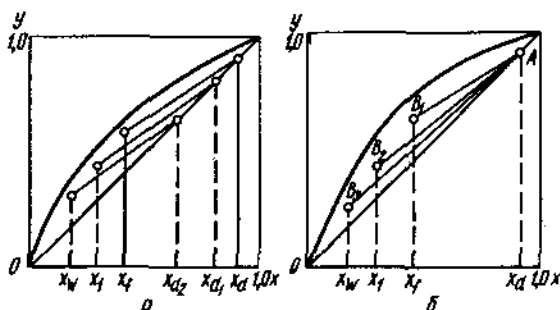


Рис. 18.13. Изображение рабочих линий при периодической ректификации:

а — при постоянном флегмовом числе; б — при переменном флегмовом числе

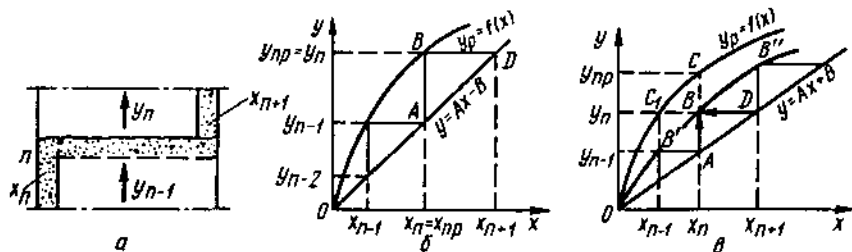


Рис. 18.14. К расчету числа ректификационных тарелок: а — схема взаимодействия пара и жидкости на тарелке; б — изображение процесса в y - x -диаграмме в случае достижения равновесия между паром и жидкостью; в — изображение процесса в y - x -диаграмме в случае, когда равновесие между паром и жидкостью на тарелке не достигается

Для получения постоянного состава дистиллята процесс ректификации проводят при изменяющемся флегмовом числе: минимальном в начале процесса и максимальном в конце. Увеличение флегмового числа соответствует уменьшению отрезка B и, следовательно, увеличению наклона рабочей линии. Рабочая линия будет занимать последовательно положения AB_1 , AB_2 , AB_3 и т. д. (рис. 18.13,б).

Расчет числа тарелок и рабочей высоты ректификационной колонны часто ведут по числу теоретических или действительных ступеней изменения концентраций (см. п. 7 главы 16). При этом предполагается, что в теоретической ступени достигается равновесие между паром, уходящим на вышерасположенную ступень (тарелку), и жидкостью, стекающей со ступени (тарелки) на нижерасположенную.

Рассмотрим принцип работы барботажной тарелки (рис. 18.14,а). Пусть на n -ю тарелку поступает с вышерасположенной жидкостью концентрацией x_{n+1} , а с нижерасположенной тарелки — пар концентрацией y_{n-1} . В результате массообмена легколетучий компонент из жидкости переходит в пар, а труднолетучий — из пара в жидкость. Концентрация легколетучего компонента в паре возрастает до y_n , а в жидкости уменьшается с x_{n+1} до x_n .

При рассмотрении процесса примем следующие широко распространенные допущения: жидкость на тарелке идеально перемешана и имеет постоянную концентрацию x_n , а пар меняет свою концентрацию в слое жидкости от y_{n-1} до y_n в режиме идеального вытеснения (см. главу 2).

В случае достижения равновесия процесс изменения концентрации в паре от y_{n-1} до $y_n = y_{np}$ изображается вертикальным отрезком AB , а изменение концентрации в жидкости от x_{n+1} до x_n — горизонтальным отрезком BD (рис. 18.14,б). Таким образом, ступенька

ABD изображает процесс, происходящий на одной теоретической тарелке.

Чтобы определить, сколько теоретических тарелок требуется установить в колонне для разделения исходной смеси в заданных пределах от x_f до x_w и от x_f до x_d , вписывают между линией равновесия и рабочими линиями между точками A и C ступенчатую линию. Число полученных ступеней и определит число теоретических тарелок.

На реальной ступени (тарелке) изменения концентрацией никогда не достигается равновесие, т. е. $y_n < y_{np}$ (рис. 18.14, в).

Для определения числа действительных тарелок используют коэффициент полезного действия [см. уравнение (16.63)], величина которого определяется опытным путем.

Методы расчета числа действительных ступеней изменения концентраций (тарелок), базирующиеся на коэффициентах массоотдачи, изложены в главе 16.

Для расчета коэффициентов массоотдачи в фазах можно рекомендовать следующие уравнения:

в жидкой фазе

$$Nu_{д.ж} = 540 Re_{ж}^{0,33} Pr_{д.ж}^{0,45}; \quad (18.31)$$

в газовой фазе для ситчатых тарелок

$$Nu_{д.г} = 2,5 Re_{г}^{0,72} Pr_{д.г}^{0,5} We^{-0,25}; \quad (18.32)$$

то же для колпачковых тарелок

$$Nu_{д.г} = 0,265 Re_{г} Pr_{д.г}^{0,5} We^{-0,25} \quad (18.33)$$

В уравнениях (18.32) и (18.33) линейным размером в критериях $Nu_{д.г}$ и $Re_{г}$ является капиллярная константа $\chi = \sqrt{(\sigma/\rho_{ж})g}$. Критерий Вебера $We = (\sigma/\rho_{ж})h_{ст}^2 g$, где σ — поверхностное натяжение, Н/м; $h_{ст}$ — высота статического слоя жидкости на тарелке, м.

18.5. СХЕМЫ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Любая ректификационная установка состоит из колонной части, в которой расположены тарелки или насадка, и кипятильника (куба), представляющего собой кожухотрубчатый или змеевиковый теплообменник. Кипятильник может быть встроенным в нижнюю колонную часть либо вынесенным за пределы колонны.

В пищевой промышленности используют главным образом тарельчатые и насадочные ректификационные колонны, конструкции которых описаны в главе 17.

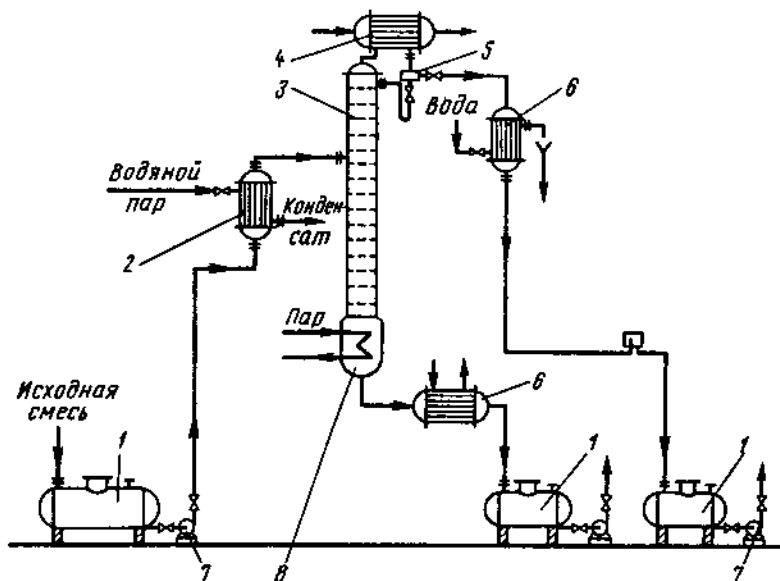


Рис. 18.15. Ректификационная установка непрерывного действия:
 1 — сборники; 2 — подогреватель; 3 — ректификационная колонна; 4 — дефлегматор; 5 — разделительный сосуд; 6 — холодильники; 7 — насосы; 8 — кипятильник

Ректификационная установка непрерывного действия показана на рис. 18.15. Исходная смесь, нагретая в подогревателе, подается на тарелку питания ректификационной колонны и за счет теплоты, поступающей из кипятильника, разделяется в результате ректификации на дистиллят и кубовый остаток. Пары, выходящие из колонны, конденсируются полностью или частично в дефлегматоре. В случае полной конденсации паров полученный дистиллят в разделительном сосуде разделяется на две части. Одна часть — флегма через гидрозатвор поступает на орошение колонны на верхнюю тарелку, вторая часть — дистиллят охлаждается в холодильнике и направляется в сборник.

В случае неполной конденсации паров в дефлегматоре они поступают в конденсатор-холодильник, где конденсируются и охлаждаются. Кубовый остаток в зависимости от его ценности либо собирается в емкости, либо как сточные воды направляется на утилизацию.

На практике часто встречаются случаи разделения исходной смеси на три и более части. Так, в спиртовом производстве из бражки выделяют этиловый спирт, эфиральдегидную фракцию и сивушные масла.

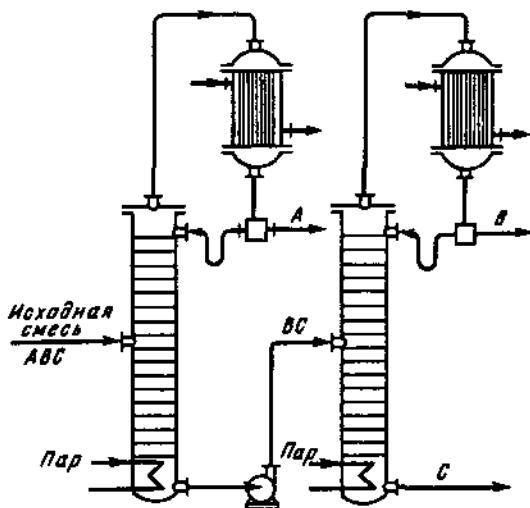


Рис. 18.16. Ректификационная установка для разделения многокомпонентной смеси

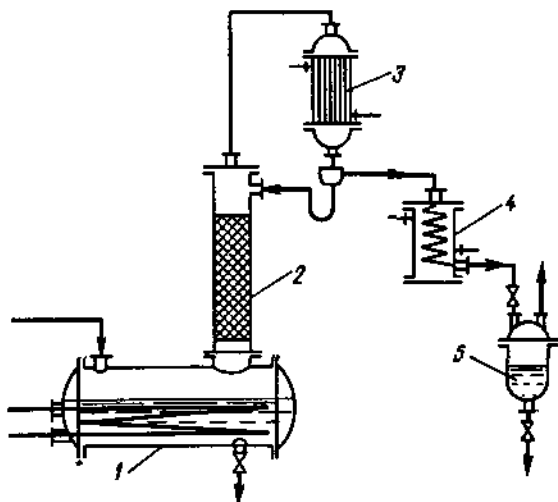


Рис. 18.17. Ректификационная установка периодического действия:

1 — кипятильник; 2 — колонна; 3 — дефлегматор; 4 — холодильник; 5 — сборник

Ректификационная установка для разделения многокомпонентной смеси показана на рис. 18.16. Установка многоколонная, предназначена для непрерывного разделения исходной смеси на три части: *A*, *B* и *C*.

Первая колонна обеспечивает разделение смеси на *A+BC* или *AB+C*. Для последующего разделения смеси на *n* частей требуется ректификационная установка, состоящая из *n-1* ректификационных колонн.

Ректификационная установка периодического действия, используемая в малотоннажных производствах, показана на рис. 18.17. Исходная смесь загружается в кипятильник, который обогревается насыщенным водяным паром. После нагрева смеси до температуры кипения ее пары поступают в нижнюю часть ректификационной колонны. Поднимаясь по колонне, пары обогащаются легколетучим компонентом и поступают в дефлегматор, в котором конденсируются. Как и при непрерывной ректификации, конденсат разделяется на флегму и продукт, который после охлаждения в холодильнике собирается в сборнике. После извлечения продукта кубовый остаток сливают и загружают в куб новую порцию исходной смеси.

Контрольные вопросы и задания. 1. Какие методы применяют для разделения жидких однородных смесей? На каких свойствах жидких смесей основаны эти методы разделения? 2. В чем заключаются различия в поведении идеальных и реальных жидких смесей? 3. Что такое простая перегонка? При разделении каких смесей ее применяют? 4. Какие разновидности простой перегонки применяются в пищевой технологии? 5. В чем заключается процесс ректификации? 6. Какие допущения принимают при расчете процессов ректификации? Как строят рабочие линии ректификации? 7. Как определяют рабочее флегмовое число? 8. Как влияет флегмовое число на энергетические затраты и размеры ректификационной колонны? 9. Как рассчитывают число тарелок и высоту ректификационной колонны? 10. Какие конструкции ректификационных колонн применяют в пищевой технологии? В чем заключается различие в их работе?

Задача 18.1. Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия для разделения смеси этиловый спирт — вода, если массовый расход поступающего на ректификацию раствора $G_f=800$ кг/ч; концентрация этилового спирта в исходном растворе $a_f=20$ мас. %; концентрация этилового спирта в дистилляте $a_d=91$ мас. %; концентрация этилового спирта в кубовом остатке $a_w=2,6$ мас. %; коэффициент избытка флегмы $\sigma=1,3$; $\eta=0,5$; расстояние между тарелками $h=200$ мм; давление греющего пара $p_n=0,3$ МПа; ректификация проводится при атмосферном давлении. Определить количество дистиллята G_d , кубового остатка G_w , количество тарелок n , высоту колонны H , диаметр колонны D_k , расход греющего пара D .

Из материального баланса по формуле (18.15) определяем количество получаемого дистиллята

$$G_d = G_f \frac{a_f - a_w}{a_d - a_w} = \frac{20 - 2,6}{91 - 2,6} 157,4 \text{ кг/ч,}$$

а по формуле (18.13) — количество кубового остатка

$$G_w = G_f - G_d = 800 - 157,4 = 642,6 \text{ кг/ч.}$$

Для построения рабочих линий ректификации в координатах $y-x$ пересчитаем концентрации легколетучего компонента в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке в доли моля по формуле

$$x_{f,d,w} = \frac{a_{f,d,w}/M_a}{a_{f,d,w}/M_a + (100 - a_{f,d,w})/M_b}$$

где M_a и M_b — молекулярные массы соответственно легколетучего (спирта) и труднолетучего (воды) компонентов;

$$x_f = \frac{20/46}{20/46 + (100 - 20)/18} = \frac{0,434}{0,434 + 4,44} = 0,089;$$

$$x_d = \frac{91/46}{91/46 + (100 - 91)/18} = \frac{1,978}{1,978 + 0,5} = 0,798;$$

$$x_w = \frac{2,6/46}{2,6/46 + (100 - 2,6)/18} = \frac{0,056}{0,056 + 5,41} = 0,01.$$

На основании опытных данных строим кривую равновесия для исходной смеси в координатах $y-x$.

Определяем минимальное флегмовое число по формуле (18.28)

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_{fp}}{y_{fp} - x_f} = \frac{0,798 - 0,44}{0,44 - 0,089} = 1,25,$$

где y_{fp} — концентрация легколетучего компонента в парах, равновесная с концентрацией легколетучего компонента в исходной смеси (определяется по кривой равновесия, зная x_f).

Для построения рабочей линии процесса для верхней (укрепляющей) части колонны по формуле (18.29) определяем рабочее флегмовое число

$$R = \sigma R_{\min} = 1,3 \cdot 1,25 = 1,629.$$

Находим отрезок $B = \frac{x_d}{R+1} = \frac{0,798}{0,629} = 0,3$.

Откладываем на оси ординат отрезок $B=0,3$ и, соединив его с точкой A с координатами $x_d=y_d$, получаем рабочую линию для верхней части колонны. Рабочую линию для нижней части колонны получаем, соединив точку B с координатами x_f, y_f с точкой C с координатами $x_w=y_w$ (рис. 18.18).

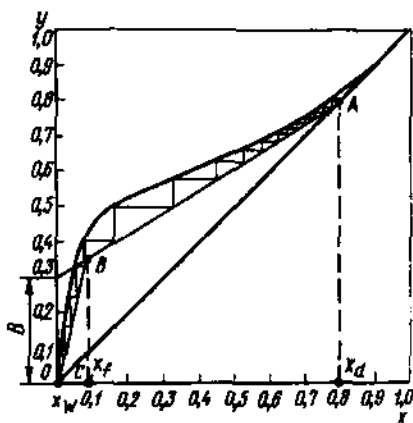


Рис. 18.18. Графическое определение числа ректификационных тарелок

Определяем число ступеней изменения концентрации (n) в верхней и нижней частях колонны. Для этого вписываем ступенчатую линию между равновесной и рабочей линиями, начиная от точки A и до точки C . Число тарелок определяется по формуле (16.63) $n_n = n/\eta = 16/0,5 = 32$.

Рабочая высота колонны $H = h(n_2 - 1) = 0,2 \cdot 31 = 6,2$ м (где h — расстояние между тарелками, м).

Диаметр колонны определяем по формуле $D_k = \sqrt{\frac{V_y}{0,785v_p}}$, где V_y — расход пара в колонне; v_p — рабочая скорость пара в колонне.

$$V_y = \frac{G_d(R+1)(273+t_{cp})22,4}{3600M_a \cdot 273} = \frac{157,4 \cdot 2,629 \cdot 360 \cdot 22,4}{3600 \cdot 46 \cdot 273} = 0,0738 \text{ м}^3/\text{с},$$

где t_{cp} — средняя температура паров в колонне, равная 87°C .

Рабочую скорость паров в колонне определяют по предельно допустимой скорости

$$v_{np} = 0,05 \sqrt{\rho_{ж}/\rho_{п}},$$

где $\rho_{ж}$ и $\rho_{п}$ — средние плотности соответственно жидкости и пара.

Средняя плотность пара

$$\rho_{п} = (\rho_{пw} + \rho_{пd})/2 = (0,596 + 1,59)/2 = 1,09 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность пара, выходящего из куба, принимая, что пар состоит из чистой воды,

$$\rho_{пw} = \frac{M_w \cdot 273}{22,4(273+t_w)} = \frac{18 \cdot 273}{22,4(273+95)} = 0,596 \text{ кг/м}^3,$$

где t_w — температура кипения смеси в кубе, равная 95°C .

Плотность пара, поступающего в дефлегматор, принимая, что пар состоит из чистого спирта,

$$\rho_{пd} = \frac{M_d \cdot 273}{22,4(273+t_d)} = \frac{46 \cdot 273}{22,4 \cdot 351,0} = 1,59 \text{ кг/м}^3,$$

где t_d — температура кипения спирта, равная 78°C .

Среднюю плотность жидкости в колонне находим как среднюю между плотностями спирта при 78°C и воды при температуре кипения в кубе:

$$\rho_{ж} = (\rho_{жw} + \rho_{жа})/2 = (958 + 735)/2 = 846,5 \text{ кг/м}^3.$$

$$\text{Тогда } v_{np} = 0,05 \sqrt{846,5/1,09} = 1,393 \text{ м/с}.$$

Рабочую скорость v_p принимаем ниже предельно допустимой на 20%:
 $v_p = 0,8 \cdot 1,393 = 1,11 \text{ м/с}$.

Тогда диаметр колонны

$$D_k = \sqrt{\frac{0,0738}{0,785 \cdot 1,11}} = 0,291 \text{ м}.$$

Общий расход теплоты определяется из теплового баланса ректификационной колонны (см. рис. 18.10)

$$Q = G_d(R+1)r_d + G_w c_w t_w - G_f c_f t_f - R G_d c_d t_d$$

где r_d — теплота парообразования смеси, равная 850 кДж/кг; c_p, c_d, c_w — теплоемкости, приближенно равные соответственно 4,31; 3,6 и 4,19 кДж/(кг·К); t_p, t_d, t_w — температуры кипения, определяемые по кривым x_p, x_d, x_w ; принимаем $t_f = 87^\circ\text{C}$; $t_d = 78^\circ\text{C}$; $t_w = 95^\circ\text{C}$.

Потери теплоты принять в количестве 3...5% общего расхода теплоты: $Q_n = 0,03 Q = 7066,3$ кДж/ч.

Расход теплоты $Q = 157,4 \cdot 2,629 \cdot 850 + 642,6 \cdot 4,19 \cdot 95 - 800 \cdot 4,31 \cdot 87 - 1,629 \cdot 157,4 \cdot 3,6 \cdot 78 = 235546,4$ кДж/ч; $Q_{\text{общ}} = Q + Q_n = 235546,4 + 7066,3 = 242612,7$ кДж/ч.

Расход греющего пара $D = \frac{Q_{\text{общ}}}{i'' - i'} = 111,75$ кг/ч, где i'' и i' — энтальпии греющего пара и конденсата, определяемые по давлению насыщенного водяного пара и равные соответственно 2730 и 558,9 кДж/кг.

Задача 18.2. Определить необходимое число тарелок в колонне периодического действия для разделения смеси этиловый спирт — вода, содержащей $x_f = 0,50$ доли моля этилового спирта, если дистиллят должен содержать $x_d = 0,80$ доли моля, а кубовый остаток $x_w = 0,05$ доли моля этилового спирта. Определить также отношение флегмовых чисел в конце и начале процесса. Принять $\eta = 0,5$; коэффициент избытка флегмы $\sigma = 1,3$.

Воспользуемся данными о равновесии, приведенными на рис. 18.18. Находим по формуле (18.28) минимальное флегмовое число для конечного момента разделения, когда кубовая жидкость содержит 0,05 доли моля этилового спирта:

$$R_{\text{мин}} = \frac{x_d - y_{wP}}{y_{wP} - x_w} = \frac{0,8 - 0,3}{0,3 - 0,05} = 2,0.$$

В этом уравнении $y_{wP} = 0,3$ доли моля — концентрация, равновесная с $x_w = 0,05$ доли моля, которую определяем по кривой равновесия (см. рис. 18.18).

Рабочее флегмовое число $R_{p,k} = \sigma R = 1,3 \cdot 2 = 2,6$.

Уравнение рабочей линии с учетом уравнения (18.21) имеет вид $y = 0,72x + 0,222$. Строим рабочую линию и определяем графически число ступеней изменения концентрации. Флегмовому числу $R_{p,k} = 2,6$ соответствуют 11 ступеней изменения концентраций.

Число действительных тарелок определяем по формуле $\eta_n = n/\eta = 11/0,5 \approx 22$.

Для начального момента ректификации, когда $x_f = 0,5$, минимальное флегмовое число $R_{\text{мин}} = \frac{0,8 - 0,65}{0,65 - 0,5} = 1,0$, где $y_{fP} = 0,65$ найдем по кривой равновесия при $x_f = 0,5$.

Рабочее флегмовое число $R_{p,k} = 1,3 \cdot 1,0 = 1,3$. Отношение флегмовых чисел в конце и начале ректификации $R_{p,k}/R_{p,n} = 2,6/1,3 = 2,0$.

Глава 19

ЭКСТРАКЦИЯ В СИСТЕМЕ ЖИДКОСТЬ — ЖИДКОСТЬ

19.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Экстракцией в системе жидкость — жидкость называют процесс извлечения растворенного вещества или веществ из жидкости с помощью специальной другой жидкости, не растворяющейся или

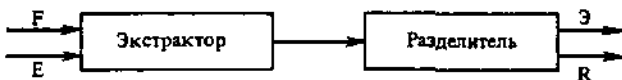


Рис. 19.1. Принципиальная схема экстракции

почти не растворяющейся в первой, но растворяющей экстрагируемые компоненты.

Принципиальная схема экстракции приведена на рис. 19.1.

В экстрактор загружаются исходный раствор F , содержащий распределяемое (экстрагируемое) вещество или вещества M , и растворитель L . Жидкость, используемая для извлечения компонентов, называется экстрагентом (E). Массообмен между фазами протекает при их непосредственном контакте. Полученная в результате экстракции жидкая смесь поступает в разделитель, где разделяется на экстракт (\mathcal{E}) — раствор экстрагированных веществ в экстрагенте и рафинат (R) — остаточный раствор, из которого экстрагированы извлекаемые компоненты. Разделение смеси на экстракт и рафинат происходит в результате отстаивания или сепарирования.

Процесс экстракции проводится в аппаратах различной конструкции — экстракторах.

Экстракцию широко используют для извлечения ценных продуктов из разбавленных растворов, а также для получения концентрированных растворов.

Основное преимущество экстракции — низкая рабочая температура процесса, что позволяет разделять жидкие смеси термолабильных веществ, например антибиотиков, разлагающихся при повышенных температурах.

Во многих случаях экстракцию применяют в сочетании с ректификацией. Поскольку расход теплоты на ректификацию уменьшается с увеличением концентрации исходного раствора, предварительное концентрирование раствора экстракцией позволяет сократить расход теплоты на разделение исходной смеси.

19.2. РАВНОВЕСИЕ В СИСТЕМЕ ЖИДКОСТЬ—ЖИДКОСТЬ

Переход распределяемого вещества из одной жидкой фазы (исходного раствора) в другую (экстрагент) происходит до установления равновесия, т. е. до выравнивания химических потенциалов τ фаз. В процессе участвуют три компонента ($K=3$) и две фазы ($\Phi=2$). Согласно правилу фаз вариантность системы $F=3$. Однако температура и давление при проведении процесса экстракции, как правило, поддерживаются постоянными. Тогда вариантность экстракционной системы будет равняться единице.

Следовательно, данной концентрации распределяемого вещества в одной фазе в состоянии равновесия соответствует определенная концентрация в другой.

Равновесие в процессах экстракции характеризует коэффициент распределения φ , который равен отношению равновесных концентраций экстрагируемого вещества в обеих жидких фазах — в экстракте и рафинате.

В простейших системах достаточно разбавленных растворов, подчиняющихся закону Бертелло — Нернста, при постоянной температуре коэффициент распределения не зависит от концентрации распределяемого вещества и $\varphi = y_p/x$, где y_p, x — равновесные концентрации распределяемого вещества в экстракте и рафинате. В этом случае линия равновесия — прямая:

$$y_p = \varphi x. \quad (19.1)$$

Уравнению отвечают начальные участки изотерм экстракции. При наличии диссоциации и ассоциации молекул растворенного вещества и его химического взаимодействия с экстрагентом коэффициент распределения изменяется с концентрацией и изотермы экстракции отклоняются от прямой. В области высоких концентраций такие отклонения вызваны изменением коэффициентов активности в фазах.

Коэффициент распределения, как правило, в промышленных системах определяется экспериментальным путем.

Если считать обе жидкие фазы нерастворимыми друг в друге, то каждая из фаз будет представлять собой двухкомпонентный раствор. В этом случае процесс экстракции по аналогии с другими массообменными процессами может быть изображен в координатах $y - x$.

При частичной взаимной растворимости жидких фаз каждая из них при экстракции будет представлять собой трехкомпонентный раствор. Составы трехкомпонентных смесей представляют в треугольной системе координат (рис. 19.2).

В вершинах равностороннего треугольника L, M, E отложены составы чистых (100%-ных) компонентов: растворитель исходного раствора L , экстрагент E и распределяемое вещество M . Каждая точка на сторонах LM, ME и EL соответствует составу двухкомпонентных растворов.

Площадь, заключенная внутри треугольника, соответствует составам трехкомпонентных растворов (тройным смесям). Для определения содержания каждого компонента в растворе на сторонах диаграммы нанесены шкалы отсчета. Длина каждой стороны принята за 100 % (массовых, объемных или мольных).

Состав раствора или смеси определяется длиной отрезков, проведенных параллельно каждой стороне треугольника до пересечения с двумя другими.

Например, точка N характеризует тройную смесь, состоящую из 30% растворителя L , 41% экстрагента E и 30% распределяемого вещества M .

На треугольной диаграмме изображаются процессы изменения состава трехкомпонентных смесей. При прибавлении к раствору, характеризующемуся точкой N (рис. 19.3, а), распределяемого вещества M содержание компонентов E и L не изменяется, а точки, определяющие составы полученных растворов, будут находиться на прямой NM , приближаясь к вершине треугольника M , в зависимости от количества прибавленного компонента M .

При извлечении распределяемого вещества M из смеси N и точки, соответствующие получаемым составам, будут лежать на прямой PM , и чем более будет разбавлен раствор, тем ближе к стороне треугольника LE .

Разбавление смеси состава N экстрагентом E характеризует линия NE .

С помощью треугольной диаграммы по известному количеству и

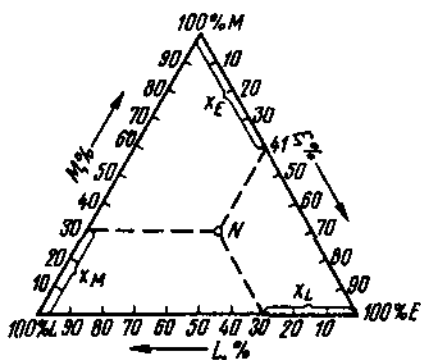


Рис. 19.2. Треугольная диаграмма

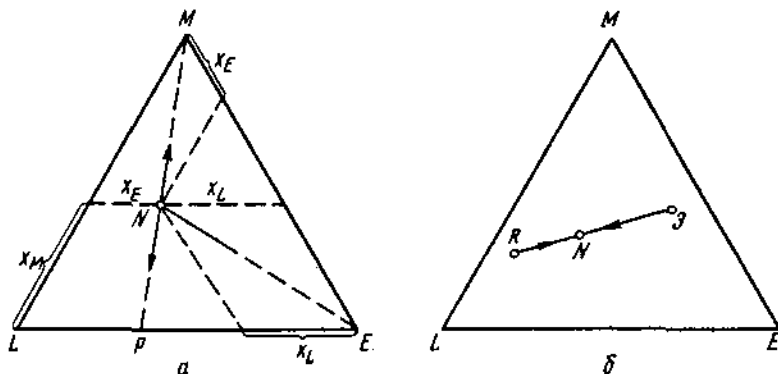


Рис. 19.3. Изменение состава трехкомпонентных смесей на треугольной диаграмме: а — концентрирование и разбавление смеси; б — смешивание двух трехкомпонентных смесей

составу исходной смеси (точка N) и составам, получаемым при ее разделении на экстракт (точка \mathcal{E}) и рафинат (точка R), можно определить количество этих фаз (рис. 19.3, б) по уравнению материального баланса

$$R + \mathcal{E} = N,$$

где R , \mathcal{E} , N — масса соответственно рафината, экстракта, исходной смеси, кг.

По правилам рычага имеем

$$\mathcal{E}/R = \bar{RN}/\bar{\mathcal{E}N}. \quad (19.2)$$

Изобразим линию равновесия в треугольной диаграмме. Примем условие, согласно которому распределяемое вещество M неограниченно растворяется в обеих жидких фазах L и E , а сами растворители имеют ограниченную растворимость друг в друге (рис. 19.4).

Составы однородных двухкомпонентных растворов M и L и M и E характеризуются точками на сторонах диаграммы LM и EM . Растворители L и E образуют однородные растворы только на небольших участках LR и $\mathcal{E}E$. Смесь растворителей на участке $R\mathcal{E}$ расслаивается на два однородных двухкомпонентных насыщенных раствора R (насыщенный раствор E в L) и \mathcal{E} (насыщенный раствор L в E). Причем количество насыщенных растворов в каждом из двух слоев определяется положением точки N и находится по правилу рычага [см. уравнение (19.2)].

При добавлении вещества M в смесь состава N образуется тройная смесь состава, характеризующегося точкой N_1 , лежащей на прямой NM . Смесь состава N_1 расслаивается на две фазы с равновесными составами R_1 и \mathcal{E}_1 в соотношении $\mathcal{E}_1 N_1 / (R_1 N_1)$. При дальнейшем добавлении в смесь распределяемого вещества M_2, M_3, \dots получим тройные смеси составов N_2, N_3, \dots , которые также расслаиваются на фазы с равновесными составами R_2 и \mathcal{E}_2, R_3 и \mathcal{E}_3 и т. д. При этом меняются и массовые соотношения равновесных расходов до того момента, когда одна из фаз исчезнет в рассматриваемом случае при составе N_4 . После этого при добавлении распределяемого вещества M образуются однородные тройные растворы состава N_5 и др.

Если соединить R_1 и \mathcal{E}_1, R_2 и \mathcal{E}_2, \dots прямыми линиями, полу-

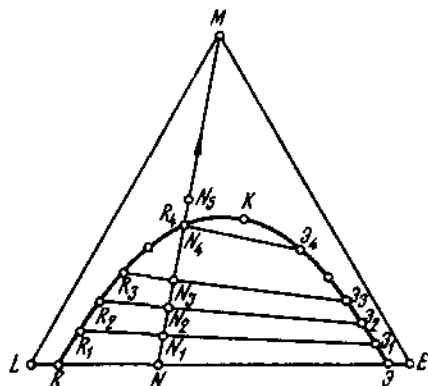


Рис. 19.4. Линия равновесия в треугольной диаграмме

чим хорды равновесия $R_1\mathcal{E}_1, R_2\mathcal{E}_2, \dots$, соответствующие равновесным составам. Хорды равновесия сходятся в точке K , называемой критической. Наклон хорды равновесия определяется природой компонентов и составом фаз. Соединив точки, характеризующие равновесные составы R, R_1, R_2, \dots и $\mathcal{E}, \mathcal{E}_1, \mathcal{E}_2, \dots$, плавной кривой, получим кривую равновесия (бинодальную кривую). Ветвь RK кривой равновесия характеризует равновесные составы фазы растворителя L , а ветвь $\mathcal{E}K$ — равновесные составы фазы растворителя E .

Бинодальная кривая на треугольной диаграмме разграничивает области, соответствующие двухфазным смесям (под бинодальной кривой) и однофазным растворам (вне бинодальной кривой).

Приведенная на рис. 19.4 диаграмма равновесия составлена для постоянной температуры и называется изотермой.

На практике приходится иметь дело с компонентами, обладающими частичной растворимостью в определенных интервалах концентраций. Соответственно поведению компонентов треугольные диаграммы бывают с двумя и тремя зонами ограниченной растворимости.

На равновесие системы влияет также температура. Взаимная растворимость компонентов, как правило, с повышением температуры увеличивается, следовательно, область существования гетерогенных систем уменьшается. С увеличением температуры бинодальная кривая на рис. 19.4 будет приближаться к оси LE , при этом площадь под линией $RK\mathcal{E}$ будет уменьшаться.

19.3. МАССОПЕРЕДАЧА ПРИ ЭКСТРАКЦИИ

Кинетические закономерности процесса экстракции определяются основными законами массопередачи.

Для увеличения площади поверхности фазового контакта одну из фаз диспергируют в виде капель в другой сплошной фазе. Площадь поверхности фазового контакта определяется задержкой дисперсной фазы в экстракторе и средним поверхностно-объемным диаметром капель. Распределяемое вещество диффундирует из сплошной фазы к поверхности капель, а затем внутрь капли либо, наоборот, из капли через поверхность раздела фаз в сплошную фазу.

Массопередача внутри капель осуществляется молекулярной и конвективной диффузией. Конвекция внутри капель возникает за счет циркуляции жидкости. Форма и размер капель в процессе экстракции многократно меняются за счет диспергирования и коалесценции. При этом происходит обновление поверхности межфазного контакта.

Для описания массопередачи в процессах экстракции пользуются вторым законом Фика.

В общем случае, когда диффузионным сопротивлением в сплош-

ной и дисперсной фазах пренебречь нельзя, коэффициент массо-передачи определяется выражениями

$$K_y = 1/(1/\beta_d + \varphi/\beta_c); \quad (19.3)$$

$$K_x = 1/[(1/\varphi\beta_d) + 1/\beta_c], \quad (19.4)$$

где β_x и β_c — коэффициенты массоотдачи в дисперсной и сплошной фазах.

В случае, если диффузионное сопротивление сосредоточено в сплошной фазе, из уравнений (19.3) и (19.4) получим $K_x = \beta_c$. Тогда основное уравнение массопередачи переписывается так: $M = \beta_c \Delta x_{cp} F$.

В случае, если основное диффузионное сопротивление сосредоточено в дисперсной фазе, т. е. внутри капель, $K_y = \beta_d$, количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую, будет равно $M = \beta_d \times \Delta y_{cp} F$.

Коэффициенты массоотдачи в фазах рассчитывают по критериальным уравнениям, которые получают на основании экспериментальных данных. Критериальные уравнения приводятся ниже при описании конструкций экстракторов.

Среднюю движущую силу рассчитывают с учетом фактора масштабного перехода с введением в расчетные уравнения его значения.

19.4. СХЕМЫ И РАСЧЕТ ПРОЦЕССОВ ЭКСТРАКЦИИ

В промышленности используют периодическую или непрерывную экстракцию по следующим схемам: одноступенчатой, многоступенчатой противоточной и многоступенчатой с перекрестным током экстрагента.

Одноступенчатая экстракция применяется в тех случаях, когда высок коэффициент разделения. Она может осуществляться периодическим и непрерывным способами по схеме, приведенной на рис. 19.5,а. В аппарат — смеситель загружают исходный раствор F в количестве L кг растворителя концентрацией X_n и экстрагент E , которые перемешиваются мешалкой, а затем разделяются на два слоя: экстракт \bar{X} и рафинат \bar{Y} .

Для разделения эмульсии используются отстойники, для трудно-разделимых эмульсий — сепараторы.

Материальный баланс по распределяемому веществу

$$L\bar{x}_n = L\bar{x} + E\bar{y}. \quad (19.5)$$

Полагая, что $y = \varphi x$ и модуль экстракции $m = E/L$, получим концентрации рафината

$$\bar{x} = \frac{\bar{x}_n}{1 + m\varphi} \quad (19.6)$$

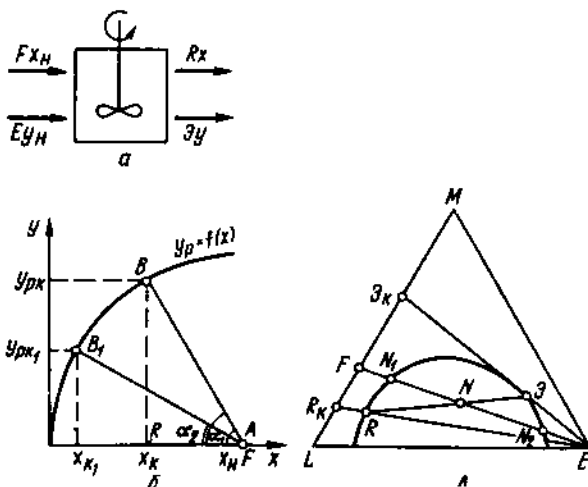


Рис. 19.5. Схема одноступенчатой экстракции (а) и изображение процесса в координатах $y-x$ (б) и на треугольной диаграмме (в)

и экстракта

$$\bar{y} = \frac{\varphi \bar{x}_n}{1 + m\varphi} \quad (19.7)$$

При этом степень извлечения

$$\psi = \frac{E\bar{y}}{L\bar{x}_n} = \frac{m\varphi}{1 + m\varphi} = \frac{\varepsilon}{1 + \varepsilon}, \quad (19.8)$$

где ε — экстракционный фактор; $\varepsilon = (E/L)\varphi$.

Рассмотрим процесс одноступенчатой экстракции на треугольной и прямоугольной диаграммах (рис. 19.5, б, в). При перемешивании исходного раствора с экстрагентом образуется тройная смесь, состав которой характеризует точка N , расположенная на линии смещения FE . После расслаивания этой смеси образуются экстракт и рафинат, составы которых определяются точками R и \mathcal{E} , лежащими на хорде равновесия, проходящей через точку N . Модуль экстрагента определяется по правилу рычага: $E/F = \overline{FN}/(\overline{EN})$.

Количество рафината $R = N\mathcal{E}N/(\overline{R\mathcal{E}})$, а количество экстракта $\mathcal{E} = N - R = N[\overline{RN}/(\overline{R\mathcal{E}})]$.

Состав рафината определяет точка R_k , а экстракта — точка \mathcal{E}_k на стороне треугольника LM .

Экстремальные значения модулей экстрагента определяют

точки N_1 и N_2 на бинадальной кривой: $(E/F)_{\min} = F\bar{N}_1/(N_1E)$ и $(E/F)_{\max} = F\bar{N}_2/(N_2E)$.

При взаимной нерастворимости исходного раствора и экстрагента на диаграмме $y-x$ процесс экстракции изображается прямой линией AB , для построения которой из точки x_n проводят линию под углом α до пересечения с линией равновесия в точке B , координаты которой выражают составы получаемых экстракта y_k и рафината x_k , и соединяют точку B с точкой $A(x_n, y_n=0)$, характеризующей концентрацию экстрагируемого компонента в исходной смеси F .

Модуль экстрагента для получения рафината с заданной концентрацией x_k

$$L/E = \bar{B}R/(\bar{R}F) = \operatorname{tg} \alpha.$$

Чем больше модуль экстрагента, тем меньше тангенс угла наклона и концентрации экстрагируемого компонента в рафинате и экстракте: $X_{k1} < X_k$ и $Y_{p.k} < Y_{p.k'}$. Однако с увеличением модуля экстрагента возрастает стоимость его регенерации. Оптимальными значениями экстракционного фактора являются $1,2 < m\varphi < 2$.

Многоступенчатая экстракция проводится в многосекционных экстракторах или экстракционных установках, в которых каждый агрегат представляет самостоятельную установку. Многоступенчатая экстракция может проводиться с противотоком экстрагента, при перекрестном токе исходного раствора и экстрагента или комбинированным способом при наличии нескольких экстрагентов.

Противоточная экстракция может осуществляться по различным схемам. Например, в распылительных, насадочных и тарельчатых экстракторах состав обеих фаз меняется непрерывно по длине аппарата. В других экстракторах или установках состав обеих или одной фазы меняется скачкообразно при переходе от секции к секции.

В многосекционных противоточных установках (рис. 19.6,а) исходный раствор F и экстрагент E поступают с противоположных концов установки. Экстракт с концентрацией экстрагируемого компонента, близкой к насыщению, взаимодействует в первой ступени с исходным раствором F концентрацией x_n . После разделения тройной смеси в первой ступени получают экстракт концентрацией $y_1 = y_k$ и рафинат концентрацией x_1 . Рафинат состава x_1 во второй ступени взаимодействует с экстрактом состава \mathcal{E}_2 . После разделения получают рафинат состава R_2 и экстракт состава \mathcal{E}_2 ; В последней n -й ступени обедненный экстрагируемым компонентом рафинат R_{n-1} концентрацией x_{n-1} взаимодействует со свежим экстрагентом E концентрацией $y_n = y_n$, близкой к нулю. В результате разделения на выходе из установки получают очищенный раствор.

Изобразим процесс многоступенчатой противоточной экстрак-

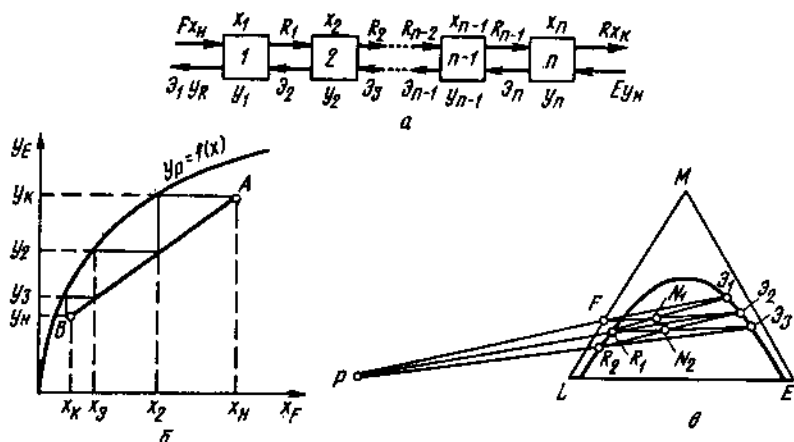


Рис. 19.6. Схема многоступенчатой противоточной экстракции (а) и изображение процесса в $y-x$ -координатах (б) и на треугольной диаграмме (в)

ции в диаграмме $y-x$ (рис. 19.6,б). Для этого составим уравнение рабочей линии процесса.

Материальный баланс для всей установки по экстрагируемому компоненту, пренебрегая взаимной растворимостью раствора и экстрагента, запишем в концентрациях, отнесенных к 1 кг экстрагента:

$$L(x_n - x_k) = E(y_k - y_n),$$

а для одной $(n-1)$ -й секции

$$L(x_n - x_{n-1}) = E(y_k - y_n).$$

Отсюда получим уравнение рабочей линии противоточного процесса

$$y_n = \frac{L}{E} (x_{n-1} - x_n) + y_k,$$

которое является уравнением прямой с тангенсом угла наклона

$$\operatorname{tg} \alpha = L/E.$$

Число ступеней контакта определяется количеством ступеней, вписанных между рабочей и равновесной линиями, начиная от точки $A(x_k, y_k)$ и до точки $B(x_n, y_n)$.

Положение кинетической линии определяется коэффициентом извлечения и гидродинамической обстановкой в аппарате.

Процесс на треугольной диаграмме представлен на рис. 19.6, в.

В первой секции экстракционной установки на ходу исходного раствора последней F взаимодействует с экстрактом с предыдущей второй ступени \mathcal{E}_2 с образованием тройной смеси точки N_1 , после разделения которой в сепараторе получают экстракт \mathcal{E}_1 и рафинат R_1 в общем случае неравновесного состава.

Во второй ступени рафинат R_1 взаимодействует с экстрактом из третьей ступени \mathcal{E}_3 , образуя тройную смесь N_2 , которая разделяется на R_2 и \mathcal{E}_2 .

Соединив две точки, соответствующие составам фаз на входе и выходе из каждой секции, линиями $F\mathcal{E}_1$, $R_1\mathcal{E}_2$, $R_2\mathcal{E}_3$ и т. д. и продолжив их, получим точку пересечения P .

Аналогичные процессы происходят и в остальных секциях экстрактора. В результате исходный раствор обедняется экстрагируемым компонентом и выходит из последней n -й секции концентрацией x_k , а экстрагент насыщается компонентом до конечной концентрации y_k .

Экстракция с перекрестным потоком экстрагента может осуществляться в нескольких секциях непрерывно (рис. 19.7, а) либо в одной секции периодически (рис. 19.7, б).

При непрерывном проведении процесса исходный раствор F вводится в первую секцию, в которой обрабатывается экстрагентом E , после разделения получают рафинат R_1 и экстракт \mathcal{E}_1 . Рафинат R_1 вводится во вторую секцию, в которой вновь обрабатывается свежим экстрагентом E . Экстракты \mathcal{E}_1 и \mathcal{E}_2 выводятся из установки, а рафинат состава R_2 поступает в следующую секцию, где вновь процесс повторяется. В результате получают рафинат заданного состава R_n и экстракт переменного состава $\mathcal{E}_1, \mathcal{E}_2, \dots, \mathcal{E}_n$.

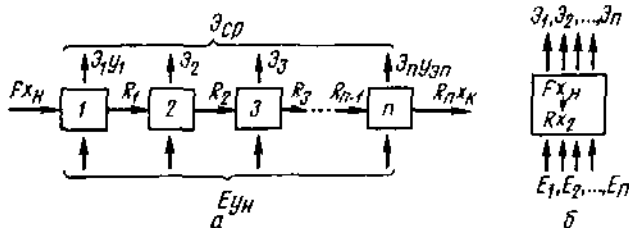


Рис. 19.7. Схема многоступенчатой экстракции при перекрестном токе в многоступенчатой установке:

а — непрерывного действия; б — периодического действия

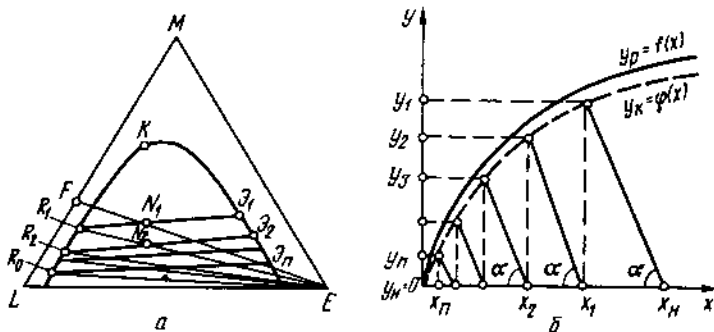


Рис. 19.8. Изображение процесса многоступенчатой экстракции с перекрестным током экстрагента в треугольной диаграмме (а) и в координатах $y-x$ (б)

Процесс многократной непрерывной экстракции представлен на рис. 19.8. Образующаяся тройная смесь после смешивания исходного раствора и экстрагента (точка N_1) разделяется в первой секции на рафинат R_1 и экстракт \mathcal{E}_1 . Во второй секции рафинат состава R_1 смешивается со свежим экстрагентом E . Тройная смесь (точка N_2 на линии R_1E) расслаивается на рафинат R_2 и экстракт \mathcal{E}_2 . Далее рафинат поступает в следующие секции для извлечения экстрагируемого компонента до заданной концентрации. Очищенный раствор с концентрацией экстрагируемого компонента x_k выходит из последней секции установки и поступает на следующую стадию технологического процесса. Экстракт регенерируется либо поступает на утилизацию в качестве сточных вод.

Процесс в каждой секции при непрерывной экстракции в многосекционной установке или односекционной при добавлении свежих порций экстрагента концентрацией y_n при условии полной взаимной нерастворимости исходного раствора и экстрагента представляется рабочими линиями, проведенными под углом α , тангенс которого определяется экстракционным модулем.

Многоступенчатая противоточная экстракция является более эффективным процессом, чем экстракция в перекрестном токе. При противоточной экстракции достигается более высокая средняя движущая сила процесса. За счет выравнивания движущей силы в начале и конце установки происходит более полное извлечение компонента из раствора, при этом снижается экстракционный модуль по сравнению с экстракцией в перекрестном токе, однако увеличивается требуемое число ступеней контакта для достижения одинаковой степени очистки.

Эффективность массопередачи в процессах экстракции пропорциональна площади массообменной поверхности и средней движущей силе процесса. С целью увеличения площади массообменной поверхности в экстракторах одна из жидких фаз диспергируется и распределяется в другой в виде капель. Процесс массопередачи протекает между дисперсионной и сплошной фазами. Для проведения процесса с наибольшей движущей силой в экстракторах организуют взаимодействие потоков в условиях, приближающихся к идеальному вытеснению. Это достигается проведением процесса в тонком слое в насадочных, центробежных экстракторах, путем секционирования экстракторов либо использования многоступенчатых секционных экстракционных установок.

Экстракторы по принципу организации процесса бывают непрерывного и периодического действия.

В зависимости от способа контакта фаз экстракторы можно разделить на три группы: ступенчатые, или секционные, дифференциально-контактные и смешительно-отстойные.

Ступенчатые (секционные) экстракторы состоят из отдельных секций, в которых изменение концентрации в фазах происходит скачкообразно. В ряде случаев каждая секция приближается по полю концентраций к аппарату идеального смешения. Экстрактор, состоящий из нескольких таких секций, по полю концентраций приближается к аппарату идеального вытеснения.

Необходимость разделения фаз после каждой секции экстракции в случае плохо разделяемых эмульсий может приводить к значительному увеличению размеров экстрактора.

Дифференциально-контактные экстракторы обеспечивают непрерывный контакт между фазами и плавное непрерывное изменение концентраций в фазах. За счет продольного перемешивания фаз в таких аппаратах может иметь место значительное снижение средней движущей силы по сравнению с аппаратами идеального вытеснения.

Для диспергирования жидкой фазы требуются затраты энергии. В зависимости от вида затрачиваемой энергии экстракторы могут быть без подвода внешней энергии и с подводом ее. Внешняя энергия во взаимодействующие фазы может вводиться перемешивающими устройствами, вибраторами и пульсаторами, например в вибропульсационных экстракторах, в виде центробежной силы в центробежных экстракторах, кинетической энергии струи в инжекторных и эжекторных экстракторах.

Смешительно-отстойные экстракторы состоят из нескольких ступеней, каждая из которых включает смеситель и разделитель. В смесителе за счет подвода внешней энергии происходит диспергиро-

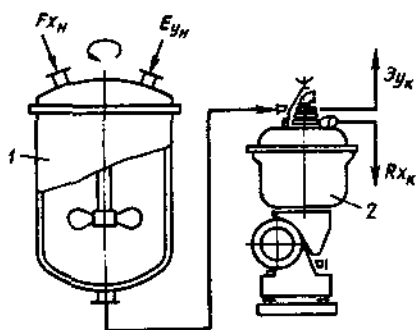
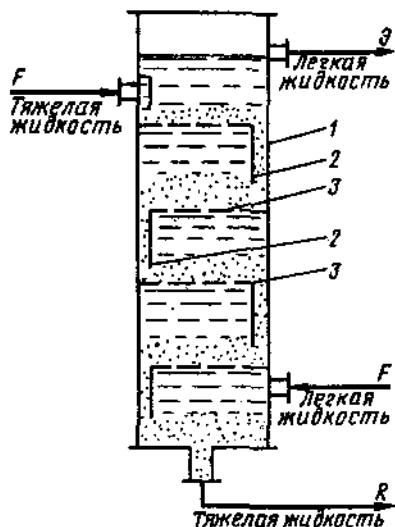


Рис. 19.9. Смесительно-отстойная экстракционная установка:
1 — экстрактор; 2 — сепаратор

Рис. 19.10. Тарельчатый экстрактор:
1 — цилиндрический корпус; 2 — переливное устройство; 3 — ситчатые тарелки



вание одной из жидких фаз с образованием дисперсионной фазы, которая распределяется в другой — сплошной фазе. Дисперсной фазой может быть как легкая, так и тяжелая фаза.

В разделителе, который представляет собой отстойник, а в современных установках — сепаратор, происходит разделение эмульсии на рафинат и экстракт. Схема простейшего смесительно-отстойного экстрактора приведена на рис. 19.9.

Посредством соединения нескольких смесительно-отстойных секций образуются различные по схемам экстракционные установки.

Приведенная схема из-за ряда присущих ей недостатков, а именно: громоздкости, значительной производственной площади, высокой металло- и энергоемкости, вытесняется более совершенными конструкциями.

Тарельчатые экстракторы (рис. 19.10) представляют собой колонные аппараты с ситчатыми тарелками различных конструкций, снабженными переливными устройствами. Взаимодействие фаз происходит в перекрестном токе на каждой тарелке. Диспергируемая фаза (легкая или тяжелая) проходит через отверстия в тарелках и дробится на капли. Сплошная фаза движется вдоль тарелки от перелива к переливу. Капли на тарелках коалесцируют и образуют сплошной слой жидкости над тарелкой (тяжелая жидкость) или под тарелкой (легкая жидкость). Подпорный слой секционирован экстрактором по высоте и обеспечивает подпор для диспергирования жидкости через отверстия тарелок. Секционирование

экстрактора снижает обратное перемешивание фаз и приводит к увеличению средней движущей силы процесса.

Скорость дисперсной фазы в отверстиях тарелки определяют из условий создания струйного режима. Критическая скорость, соответствующая переходу от капельного режима к струйному, зависит от диаметра отверстий:

$$v_{кр} = 4,4/d_0.$$

Для работы экстрактора в устойчивом струйном режиме скорость увеличивают примерно на 20% по сравнению с критической.

Для определения коэффициентов массоотдачи в дисперсной фазе можно рекомендовать выражение

$$Nu_d = 0,064 Re^{0,84} Pr_d^{0,5}, \quad (19.9)$$

где $Nu_d = \beta_d d_p / D_d$ — диффузионное число Нуссельта (здесь β_d — коэффициент массоотдачи в дисперсной фазе; d_p — эквивалентный диаметр капли; D_d — коэффициент диффузии в дисперсной фазе); $Re = v_{отн} d_p / \nu_c$ — критерий Рейнольдса для капли (здесь $v_{отн}$ — относительная скорость движения капли в сплошной фазе; ν_c — кинематическая вязкость сплошной фазы); $Pr_d = \nu_d / D_d$ — диффузионный критерий Прандтля для дисперсной фазы (здесь ν_d — кинематическая вязкость дисперсной фазы).

Роторно-дисковый экстрактор (рис. 19.11) относится к экстракторам с механическим перемешиванием фаз. Он представляет собой вертикальный многосекционный аппарат, в цилиндрическом корпусе которого по оси установлен ротор с круглыми горизонтальными дисками. Диски вращаются в средней плоскости секции экстрактора и разделены кольцевыми перегородками, что препятствует продольному перемешиванию потоков и способствует увеличению движущей силы процесса. При вращении ротора дис-

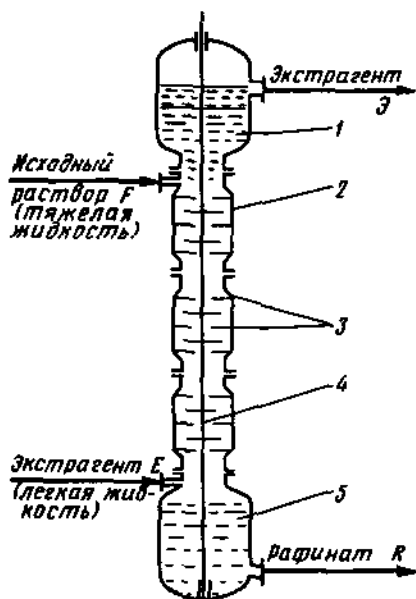


Рис. 19.11. Роторно-дисковый экстрактор:

1, 5 — отстойные зоны; 2 — корпус; 3 — кольцевые перегородки; 4 — ротор

ки создают осевые потоки сплошной фазы, направленные от оси ротора к стенкам экстрактора. Достигнув стенок, жидкость движется вдоль них вверх и вниз в пространстве, ограниченном кольцевыми перегородками. Отражаясь от колец перегородки, жидкость меняет направление и движется к оси экстрактора. Так возникают тороидальные потоки сплошной фазы. В верхней и нижней частях экстрактора расположены отстойные зоны. Капли легкой фазы — экстракта движутся вверх и коалесцируют в верхней отстойной зоне. Для лучшего разделения фаз отстойные зоны имеют диаметр несколько больший, чем зоны смешения.

Диаметр дисков ротора D_p составляет $0,5 \dots 0,7$ диаметра экстрактора, а диаметр отверстий кольцевых перегородок $D_k = (0,6 \dots 0,8) D_3$ (где D_3 — диаметр экстрактора), высота секции $H = (0,15 \dots 0,3) D_3$.

В других конструкциях на роторе в средней плоскости каждой секции расположены открытые турбинные мешалки. Секционирование достигается с помощью кольцевых перегородок. В таких экстракторах чередуются зоны смешения и разделения.

Вместо кольцевых перегородок зоны перемешивания могут разделяться слоем насадки, например колец Рашига, в которой происходит разделение тройной смеси на легкую и тяжелую жидкость. На рис. 19.12 показан экстрактор с турбинными мешалками и отстойными зонами, заполненными кольцами Рашига.

Преимуществами описанных экстракторов являются: эффективный гидродинамический режим, соответствующий значениям модифицированного числа Рейнольдса $Re_{II} = nD_p^2 / \nu_c > 6 \cdot 10^4$, который определяет высокие коэффициенты массопередачи и площади поверхности межфазного контакта; разделение реакционного объема на секции, что приводит к увеличению средней движущей силы до значений, близких к таковым для аппарата идеального вытеснения; возможность регулирования частоты вращения ротора, что позволяет изменять производительность и эффективность работы экстрактора.

Для расчета и моделирования роторных экстракторов необходимо знать размеры образующихся капель, продолжительность задержки дисперсной фазы в экстракторе, коэффициенты массоотдачи, предельные нагрузки экстрактора по сплошной и дисперсной фазам, продольное и поперечное перемешивание фаз.

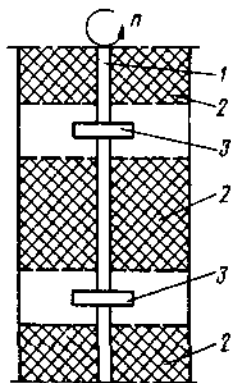


Рис. 19.12. Фрагмент роторно-насадочного экстрактора:
1 — ротор; 2 — слой насадки; 3 — турбинные мешалки

Если диффузионное сопротивление сосредоточено в сплошной фазе, то коэффициент массоотдачи можно определить из уравнения

$$Nu_d = 1,13 Re_c, \quad (19.10)$$

где $Nu_d = \beta_c d_{cp} / D_c$ — диффузионный критерий Нуссельта; β_c — коэффициент массоотдачи в сплошной фазе; d_{cp} — усредненный диаметр капли; D_c — коэффициент диффузии экстрагируемого компонента в сплошной фазе, $m^2 \cdot c^{-1}$; Re_c — критерий Пекле для сплошной фазы.

Коэффициент массоотдачи в сплошной фазе зависит в основном от коэффициента диффузии и практически не зависит от диаметра капли.

Если диффузионное сопротивление сосредоточено в дисперсной фазе (внутри капли),

$$\beta_d = A(D_d / d_{cp}), \quad (19.11)$$

где $A = 6,58$ и $17,9$ соответственно для неподвижных капель и для капель с внутренней циркуляцией, т. е. β_d обратно пропорционален среднеобъемному диаметру капли.

Для капель с внутренней циркуляцией жидкости

$$\beta_d = 375 \cdot 10^{-5} v \left(\frac{\mu_c}{\mu_c + \mu_d} \right), \quad (19.12)$$

где v — скорость подъема единичной капли, м/с; μ_c , μ_d — вязкость соответственно сплошной и дисперсной фаз.

В случае, когда нельзя пренебречь диффузионным сопротивлением ни в сплошной, ни в дисперсной фазе, рассчитывают коэффициент массопередачи по уравнениям (16.3) и (16.4) с учетом коэффициента распределения.

Вибрационные и пульсационные экстракторы позволяют повысить интенсивность массопередачи и использовать положительные качества гравитационных экстракторов (простота конструкции, низкая стоимость, небольшие затраты на эксплуатацию).

Колебательное движение жидкостям может сообщаться установленным вне экстрактора пульсатором либо посредством движущегося возвратно-поступательного блока ситчатых тарелок, насаженных на подвижной общий шток. В первом случае экстрактор называется пульсационным (рис. 19.13), а во втором — вибрационным.

Золотниково-распределительный механизм состоит из диска, вращающегося в неподвижном корпусе. Диск и корпус имеют по два окна для соединения пульсационной камеры с системой сжатого воздуха и для сообщения камеры с атмосферой. При совпадении проре-

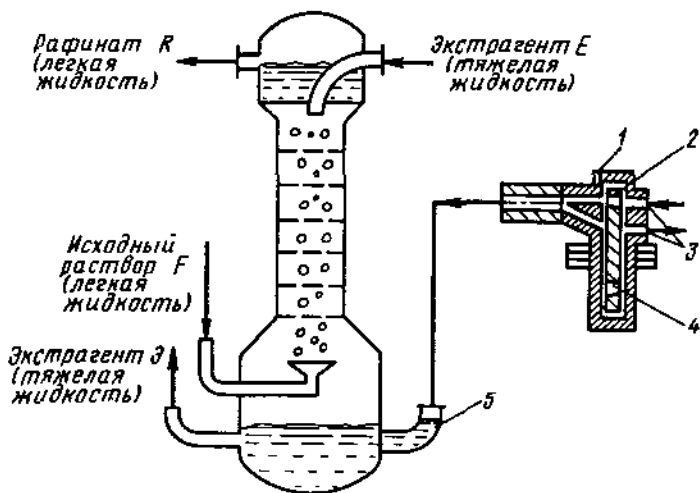


Рис. 19.13. Пульсационный экстрактор:

1 — неподвижный корпус; 2 — вращающийся диск; 3 — окна для соединения с системой сжатого воздуха; 4 — окно для сообщения с атмосферой; 5 — пульсационная камера

зей для сжатого воздуха на диске и корпусе жидкость в пульсационной камере находится под избыточным давлением. За счет перепада давления жидкость получает поступательное движение. При сообщении пульсационной камеры с атмосферой при совпадении прорезей сброса давления на вращающемся диске и корпусе происходит сброс давления и жидкость совершает возвратное движение. Регулируя частоту вращения диска, можно изменять частоту колебания жидкости в экстракторе. Амплитуда колебаний определяется давлением сжатого воздуха. Частота пульсаций обычно составляет от 30 до 250 колебаний в минуту, а амплитуда — 2...25 мм.

В зависимости от произведения амплитуды на частоту колебаний (Af) пульсационные экстракторы могут работать в смесительно-отстойном и эмульгационном режимах.

В смесительно-отстойном режиме за один цикл пульсаций легкая фаза, перемещаясь с нижней на вышележащую тарелку, диспергируется на тарелке и коалесцирует в межтарельчатом пространстве. Тяжелая фаза движется навстречу через слой легкой жидкости. Для этого режима характерны небольшие продолжительность контакта фаз и площадь межфазной поверхности. С возрастанием Af происходит уменьшение размера капель и возникает эмульгационный режим, для которого характерно наличие мелких капель примерно одного диаметра, заполняющих весь межтарельчатый объем экстрактора.

Размер отверстий в тарелках экстрактора составляет 3...5 мм, площадь всех отверстий принимается равной 20...25% площади поперечного сечения колонны; расстояние между тарелками 50 мм.

Лучшее распределение и диспергирование достигаются на тарелках с прямоугольными отверстиями и направляющими лопатками.

В вибрационных экстракторах вибрация блока тарелок происходит при больших частотах и меньших амплитудах, чем пульсация жидкости в пульсационных экстракторах. Расход энергии на вибрацию блока тарелок значительно меньше, чем в пульсационных экстракторах на перемещение всего столба жидкости.

Преимущество пульсационных и вибрационных экстракторов — эффективная массопередача, которая достигается путем увеличения коэффициентов массоотдачи, средней движущей силы процесса и развитой поверхности фазового контакта. ВЭТС в таких экстракторах в 5...6 раз ниже, чем в тарельчатых ситчатых экстракторах.

Высокие удельные нагрузки [$30...80 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$] превышают допустимые нагрузки в роторно-дисковых экстракторах.

Высокая эффективность массопередачи позволила значительно сократить металлоемкость экстракционного оборудования, что привело к снижению капитальных затрат.

В то же время для пульсационных и вибрационных экстракторов требуются более мощные фундаменты, выдерживающие значительные динамические нагрузки. Эксплуатационные затраты для таких экстракторов несколько выше, чем для обычных тарельчатых экстракторов.

В **центробежных экстракторах** (рис. 19.14) экстракция протекает при непрерывном контактировании движущихся противотоком фаз при минимальном времени взаимодействия.

В корпусе машины, состоящем из двух кожухов: верхнего и нижнего, расположен вал с закрепленным на нем ротором. Вал с двух концов полый и выполнен по типу «труба в трубе», а в центральной части цельный, с каналами для отвода легкой жидкости. Вал вместе с ротором вращается с частотой около 4500 мин^{-1} .

Обрабатываемый раствор и экстрагент поступают в экстрактор с противоположных концов полого вала, как показано на рис. 19.14. Легкая жидкость подводится со стороны привода, а тяжелая — с противоположного конца вала. Вал уплотняется с помощью двойных торцевых уплотнений. Уплотнительной жидкостью служит обрабатываемая в экстракторе жидкость.

Внутри ротора находится пакет концентрических V-образных колец. В роторе предусмотрены каналы для прохода легкой и тяжелой жидкости. Тяжелая жидкость поступает в пакет ротора, в его центральную часть, в то время как легкая жидкость поступает в периферийную часть ротора. При вращении ротора вместе с пакетом колец тяжелая жидкость под действием центробежной силы

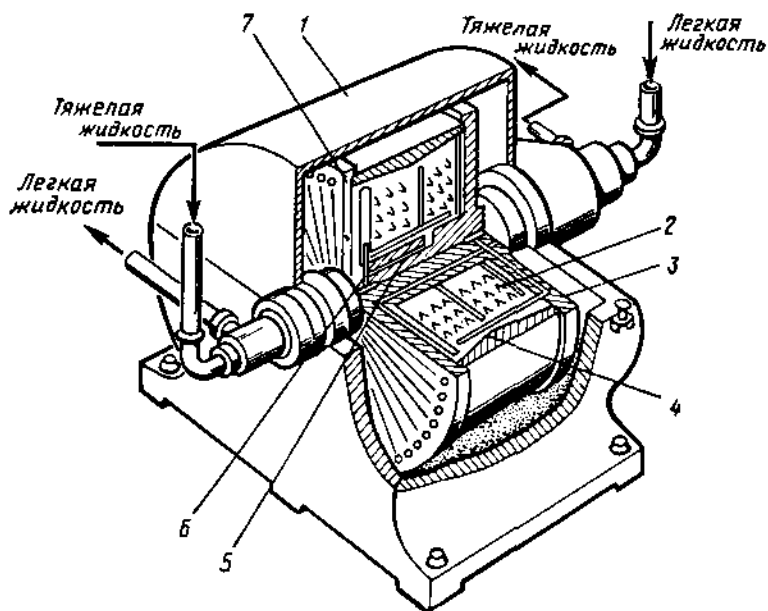


Рис. 19.4. Экстрактор «Подбильняк»:

1 — корпус экстрактора; 2 — V-образное кольцо; 3 — ротор; 4 — труба для подвода легкой жидкости; 5 — труба для отвода легкой жидкости; 6 — труба для подвода тяжелой жидкости; 7 — канал для выхода тяжелой жидкости

устремляется к наружному периметру ротора, а легкая жидкость движется навстречу к валу ротора. Таким образом, жидкости контактируют в протоктоке. За счет многократного диспергирования жидкости на капли и коалесценции капель достигается высокая эффективность экстракции.

После разделения тройной смеси жидкости выводятся по каналам в роторе в пустотелый вал: тяжелая жидкость выводится со стороны привода, а легкая — с противоположного конца вала, со стороны входа тяжелой жидкости.

Внутри ротора имеет место инверсия фаз. Если в периферийной части ротора происходит взаимодействие дисперсной фазы легкой жидкости со сплошной фазой тяжелой жидкости, то в зоне, прилежащей к оси ротора, наоборот, дисперсная фаза тяжелой жидкости контактирует со сплошной фазой легкой жидкости.

На отводной трубе легкой жидкости предусмотрен обратный клапан для регулировки положения границы двух фаз в радиальном направлении. Изменяя обратным клапаном рабочее давление лег-

кой жидкости, можно получить необходимое соотношение объемов легкой и тяжелой жидкости, удерживаемых в роторе экстрактора.

Эффективность экстракции может устанавливаться в зависимости от свойств обрабатываемых жидкостей путем изменения объема удерживаемой в роторе тяжелой и легкой жидкости.

С повышением частоты вращения ротора возрастают эффективность экстракции и производительность экстрактора, устраняется «захлебывание» и повышается эффективность разделения тройной смеси.

Центробежные экстракторы характеризуются компактностью и высокой эффективностью. Их отличительной чертой является существенное ускорение процессов смешения и разделения фаз в поле центробежных сил. Время пребывания фаз в таких экстракторах в зависимости от конструкции составляет от нескольких секунд до нескольких десятков секунд.

В центробежных экстракторах могут обрабатываться жидкости с малой разностью плотностей и при низком модуле экстрагента.

В экстракционной установке непрерывного действия (рис. 19.15) основными аппаратами являются экстрактор, емкости для исходного раствора, экстрагента, рафината и экстракта. Исходный раствор подается в верхнюю часть экстрактора из емкости 3 насосом 2. Из емкости 4 насосом 1 экстрагент (легкая жидкость) подается в нижнюю часть экстрактора.

Массообмен в экстракторе происходит в противотоке: экстрагент проходит через тарелки снизу вверх, а исходный раствор движется навстречу. В итоге из верхней части экстрактора выходит

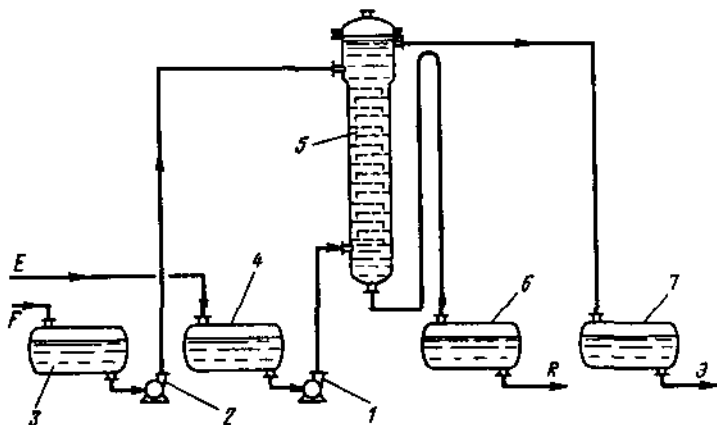


Рис. 19.15. Схема непрерывнодействующей экстракционной установки: 1, 2 — насосы; 3, 4, 6, 7 — емкости; 5 — экстрактор

экстракт, а из нижней части — рафинат, которые собираются в соответствующие емкости.

Производительность экстракторов определяют из предельной нагрузки, соответствующей «захлебыванию» экстрактора. В точке «захлебывания» нагрузку рассчитывают по максимальной удерживающей способности аппарата и по характеристической скорости капель, равной средней скорости осаждения капель в неподвижной сплошной фазе.

Воспользуемся уравнением Торнтона — Пратта

$$\frac{v_d}{x_3} + \frac{v_c}{1-x_3} = \varepsilon v_0 (1-x_3), \quad (19.13)$$

которое связывает характеристическую скорость v_0 с величинами задержки x_3 и фиктивными, отнесенными к полному сечению колонны объемными скоростями сплошной v_c [в $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$] и дисперсионной фаз v_d [в $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$]; ε — доля объема, доступного для прохода жидкости, от объема экстрактора.

Так как значение x_3 при «захлебывании» достигает максимума, продифференцируем уравнение по x_3 и производные приравняем нулю:

$$dv_d/dx_3 = 0; \quad dv_c/dx_3 = 0.$$

Определим фиктивные объемные скорости дисперсной и сплошной фаз в момент «захлебывания»:

$$v_d = 2\varepsilon v_0 x_3^2 (1-x_3^2); \quad (19.14)$$

$$v_c = \varepsilon v_0 (1-2x_3)(1-x_3)^2 \quad (19.15)$$

и найдем удерживающую способность экстрактора

$$x_3 = \frac{[(v_d/v_c)^2 + 8v_d/v_c]^{0.5} - 3v_d/v_c}{4(1-v_d/v_c)}, \quad (19.16)$$

а также предельную скорость сплошной фазы, зная v_d/v_c . Характеристическую скорость капель v_0 определяют по соответствующим уравнениям для каждого типа экстракторов.

Рабочую скорость сплошной фазы принимают на 20...40% ниже предельной:

$$v_{cp} = (0,6 \dots 0,8)v_c. \quad (19.17)$$

Диаметр экстрактора рассчитывают по уравнению (16.69).

Для определения рабочей высоты экстрактора пользуются модифицированными уравнениями массопередачи (16.62).

Общую высоту единиц переноса рассчитывают по правилу аддитивности

$$h_0 = h_c + h_d v_d / (\varphi v_d), \quad (19.18)$$

где h_c и h_d — высота единиц переноса соответственно в сплошной и дисперсной фазах; $v_d / (\varphi v_d)$ — фактор экстракции.

Значения h_c и h_d определяют в зависимости от значения коэффициентов массоотдачи:

$$h_c = v_d / (\beta_c a); \quad h_d = v_d / (\beta_d a),$$

где h_c и h_d — коэффициенты массоотдачи соответственно в сплошной и дисперсной фазах, кмоль/(м²·с·кмоль/кмоль); $a = 6\epsilon x / d_{cp}$ — удельная площадь поверхности, м²/м³.

Значения β_c , β_d и d_{cp} рассчитывают по критериальным и эмпирическим уравнениям, полученным для экстракторов определенного типа. Например, для насадочных и тарельчатых экстракторов с ситчатыми тарелками для расчета коэффициента массоотдачи в дисперсной фазе может быть использовано уравнение

$$Nu_d = 0,65 Re_d^{0,5} Pr_d^{0,5} (1 + \mu_d / \mu). \quad (19.19)$$

Определяющим геометрическим размером в критериях подобия является средний диаметр d_{cp} капли.

Коэффициенты массоотдачи в сплошной фазе можно приближенно определить по уравнению

$$\beta_c = 0,725 Re_c^{-0,43} Pr_c^{-0,58} v_s (1 - x), \quad (19.20)$$

где $Re_c = d_{cp} v_s \rho_c / \mu_c$ — критерий Рейнольдса (здесь v_s — относительная скорость фаз, при противотоке равная $v_d/x + v_c/(1+x)$; ρ_c — плотность сплошной фазы, кг/м³; μ_c — динамическая вязкость сплошной фазы, Па·с); $Pr_c = \mu_c / \rho_c D_c$ — критерий Прандтля для сплошной фазы (здесь D_c — коэффициент диффузии в сплошной фазе, м²/с).

Для роторно-дисковых экстракторов коэффициент массоотдачи в дисперсной фазе определяют по уравнению (19.12), а в сплошной фазе — по (19.10).

В случае, когда отсутствуют данные по коэффициентам массоотдачи или высоте единиц переноса ВЕП, высоту экстрактора рассчитывают методом определения числа теоретических ступеней изменения концентраций (см. главу 16).

Контрольные вопросы и задания. 1. В чем сущность процесса экстракции? Какие компоненты участвуют в процессе экстракции? 2. Какие факторы определяют равновесие в процессе экстракции? От чего зависит коэффициент распределения? 3. При каких условиях равновесие в процессе экстракции описывается прямой линией? 4. Какие диа-

граммы изображают процессы экстракции? 5. В каких случаях можно изобразить процесс экстракции на прямоугольной диаграмме $y - x$? 6. Какие схемы процессов экстракции применяют в пищевой промышленности? 7. Что такое модуль экстракции и как он влияет на положение рабочей линии процесса на диаграмме $y - x$? 8. Как изображается процесс противоточной экстракции на треугольной диаграмме и в координатах $y - x$? 9. В каких аппаратах проводят процессы экстракции? 10. Каким законом массопередачи подчиняются процессы экстракции? 11. Как рассчитать коэффициент массопередачи при экстракции в общем и частных случаях? 12. Какие преимущества имеют экстракторы с перемешивающими устройствами по сравнению с гравитационными? 13. В чем заключается принцип действия центробежных экстракторов? Какие преимущества имеют центробежные экстракторы по сравнению с другими типами экстракторов? 14. В чем заключается кинетический расчет экстракторов? 15. Какими величинами определяется высота колонного экстрактора?

Задача 19.1. Определить конечное содержание распределяемого вещества в рафинате после четырехкратной обработки исходного раствора экстрагентом, если его начальная концентрация составляет 20 мас.%. Содержание распределяемого вещества в экстрагенте 1 мас.%. Количество исходного раствора 200 кг, расход экстрагента составляет в каждой партии 120 кг. Принять, что при экстрагировании достигается равновесие; растворимостью исходного раствора и экстрагента пренебречь. Кривая равновесия изображена на рис. 19.16.

Определим содержание распределяемого вещества в исходной смеси и экстрагенте в относительных долях:

$$x_n = \frac{20}{100-20} = 0,25;$$

$$y_n = \frac{1}{100-1} = 0,01.$$

Количество растворителя в исходной смеси $L = F \frac{100 - x_n}{100} =$

$$= 200 \frac{100 - 20}{100} = 160 \text{ кг.}$$

Количество свежего экстрагента за вычетом содержания в нем распределяемого вещества $E = 120 \frac{100 - 1}{100} = 118,8 \text{ кг.}$

Тангенс угла наклона рабочих линий $\text{tg } \alpha = L/E = 160/118,8 = 1,346; \alpha = 53,4^\circ.$

Проводя прямую на рис. 19.16 из точки с координатами y_n, x_n под углом $53,4^\circ$ до пересечения с линией равновесия, определим составы рафината y_k и экстракта x_{k1} после первой экстракции. Через точку с координатой x_k , характеризующую состав рафината, проводим вновь прямую под углом $53,4^\circ$ до пересечения с линией равновесия и находим концентрацию рафината после второй экстракции x_{k2} . Далее аналогично находим x_{k3} и конечную концентрацию рафината $x_k = 0,032 \text{ кг/кг}$ растворителя.

Задача 19.2. Определить расход экстрагента — бензола и число теоретических ступеней в противоточном экстракторе непрерывного действия, необходимое для извлечения из сточных вод в количестве $20 \text{ м}^3/\text{ч}$ фенола, если его начальная концентрация

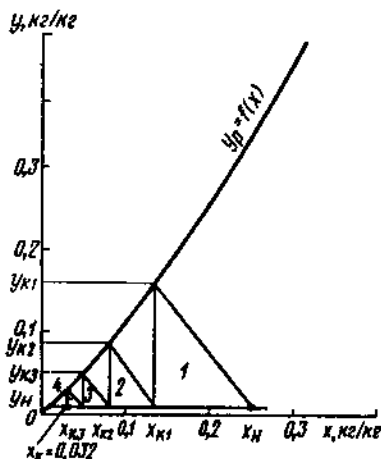


Рис. 19.16. Кривая равновесия процесса экстракции

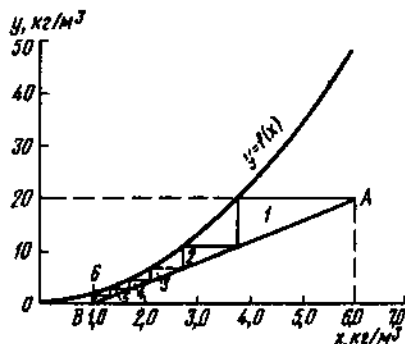


Рис. 19.17. Кривая равновесия для определения числа теоретических ступеней изменения концентраций

$x_n = 6,0$ кг/м³, конечная $x_k = 1,0$ кг/м³. Конечное содержание фенола в бензоле $y_k = 20$ кг/м³. Экстракция проводится при температуре 20 °С.

Строим кривую равновесия по исходным данным (рис. 19.17).

Содержание фенола в воде x , кг/м ³	0,426	1,59	5,74
Равновесное содержание фенола в бензоле y , кг/м ³	0,974	4,37	46,7

Наносим на рис. 19.17 рабочую линию процесса AB с координатами точек $A(y_k, x_n)$ и $B(y_n, x_k)$.

Расход бензола определим из уравнения материального баланса $L(x_n - x_k) = E(y_k - y_n)$. При $y_n = 0$ получим $E = 20(6 - 1)/20 = 5,0$ м³/ч.

Число ступеней изменения концентраций находим графическим путем (см. рис. 19.17), вписывая ступени изменения концентраций между рабочей и равновесной линиями.

Для заданных условий экстракции получаем шесть теоретических ступеней изменения концентраций.

Глава 20

ЭКСТРАКЦИЯ В СИСТЕМЕ ТВЕРДОЕ ТЕЛО — ЖИДКОСТЬ

20.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Выщелачивание (частный случай экстракции) — это извлечение из твердого тела одного или нескольких веществ с помощью растворителя, обладающего избирательной способностью.

В пищевой промышленности выщелачиванием обрабатывают капиллярно-пористые тела растительного или животного происхождения.

В качестве растворителей применяют: воду — для экстрагирования сахара из свеклы, кофе, цикория, чая; спирт и водно-спиртовую смесь — для получения настоев в ликеро-водочном и пиво-безалкогольном производствах; бензин, трихлорэтилен, дихлорэтан — в маслосекрационном и эфиромасличном производствах и др. Выщелачивание — основной процесс в свеклосахарном производстве, применяют его для извлечения сахара из сахарной свеклы. С помощью бензина извлекается растительное масло из семян подсолнечника.

За выщелачиванием в технологической схеме часто следуют процессы фильтрации, выпаривания и кристаллизации.

20.2. СТАТИКА И КИНЕТИКА ВЫЩЕЛАЧИВАНИЯ

Процесс выщелачивания заключается в проникновении растворителя в поры твердого тела и растворении извлекаемых веществ.

Равновесие при выщелачивании устанавливается при выравнивании химических потенциалов растворенного вещества и его химического потенциала в твердом материале. Достижимая концентрация раствора, соответствующая его насыщению, называется растворимостью.

Вблизи поверхности твердого тела равновесие устанавливается в течение короткого промежутка времени. Поэтому при анализе процесса массопередачи принимают, что концентрация на поверхности раздела фаз твердое тело — растворитель равняется концентрации насыщенного раствора $y_{нас}$.

Основной задачей кинетики выщелачивания является определение продолжительности контакта взаимодействующих фаз, необходимой для достижения заданной степени извлечения экстрагируемого вещества. По продолжительности контакта фаз определяют размеры экстракционных аппаратов.

На массопередачу при выщелачивании большое влияние оказывает внутреннее строение твердого тела: размеры и форма капилляров, химический состав частиц. От внутреннего строения твердого тела зависит скорость массопередачи. Как было указано в главе 16, сложность внутреннего строения пористого тела затрудняет аналитическое описание процесса массопередачи внутри капиллярно-пористого тела.

Выщелачивание представляет собой сложный многостадийный процесс, который заключается в диффузии растворителя в поры твердого тела, растворении извлекаемых веществ или вещества, диффузии экстрагируемых веществ в капиллярах внутри твердого

тела к поверхности раздела фаз и массопередачи экстрагируемых веществ в жидком растворителе от поверхности раздела фаз в ядро потока экстрагента.

Из перечисленных четырех стадий процесса лимитирующими общую скорость массопередачи являются, как правило, последние две, так как скорость массопереноса на первых двух стадиях обычно значительно выше по сравнению со скоростью протекания двух последующих стадий.

Таким образом, общее диффузионное сопротивление массопереноса складывается из диффузионных сопротивлений внутри твердого тела и в растворителе.

Скорость диффузии вещества внутри капиллярно-пористого тела описывается, как известно, уравнением массопроводности (16.30).

Скорость массоотдачи от поверхности раздела фаз в ядро потока экстрагента описывается уравнением массоотдачи (16.15).

Для оценки соотношения между скоростями массопроводности и массоотдачи используется критерий Био [см. уравнение (16.32)].

Особенно низкая скорость массопроводности имеет место в капиллярно-пористых телах растительного и животного происхождения.

На рис. 20.1 показана схема строения растительной клетки.

Основное сопротивление массопереносу оказывает протоплазма клетки. Поэтому перед проведением процесса выщелачивания растительное сырье подвергают специальной обработке. После денатурации стенки диффузионное сопротивление в клетке резко снижается и соответственно увеличивается коэффициент массопроводности.

Коэффициент массопроводности зависит от внутренней структуры твердого тела, физических свойств экстрагента, концентрации экстрагируемого вещества и температуры процесса. Зависимость коэффициента массопроводности от перечисленных факторов устанавливается опытным путем.

Экспериментальными данными установлено, что при экстрагировании сахара из свеклы коэффициент массопроводности K увеличился с $0,19 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$ при $t=20^\circ\text{C}$ до $0,55 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$ при $t=60^\circ\text{C}$, а при уменьшении концентрации сахара в свекле коэффициент массопроводности снижался до $0,4 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$.

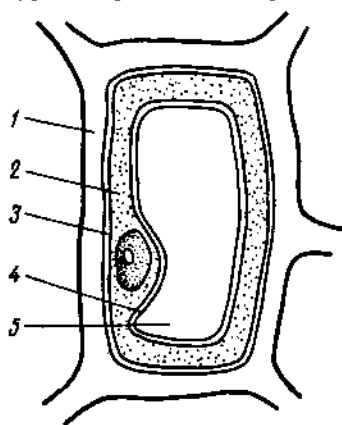


Рис. 20.1. Растительная клетка:
1 — клеточная оболочка; 2 — протоплазма; 3, 4 — полупроницаемые мембраны; 5 — вакуоль

При экстрагировании соевого масла из растительного сырья трихлорэтиленом коэффициент массопроводности в области высоких концентраций составляет $(7,5 \cdot 10^{-11}) \dots (12,8 \cdot 10^{-11})$ м²/с, а в области низких концентраций — $(0,6 \cdot 10^{-11}) \dots (1,9 \cdot 10^{-11})$ м²/с.

В случае, когда основное диффузионное сопротивление сосредоточено в жидкой фазе, для описания процесса может быть использовано уравнение массоотдачи (16.15).

Движущей силой процесса выщелачивания является разность между концентрацией экстрагируемого вещества у поверхности твердого тела $y_{\text{гр}} = y_{\text{нас}}$ и его средней концентрацией в массе экстрагента $y_{\text{ср}}$.

Скорость процесса в этом случае

$$\frac{dM}{F d\tau} = \beta_y (y_{\text{нас}} - y_{\text{ср}}), \quad (20.1)$$

где β_y — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе.

Скорость молекулярной диффузии в пограничном слое толщиной δ определяется по уравнению Фика (16.9)

$$\frac{dM}{F d\tau} = D \frac{(y_{\text{нас}} - y_{\text{ср}})}{\delta},$$

где D — коэффициент молекулярной диффузии.

Сопоставляя последние уравнения, А. Н. Шукарев получил уравнение для растворения твердых тел

$$M/\tau = (D/\delta) F_{\text{ср}} (y_{\text{нас}} - y_{\text{ср}}) = \beta_y F_{\text{ср}} (y_{\text{нас}} - y_{\text{ср}}), \quad (20.2)$$

где $\beta_y = D/\delta$.

Установлено экспериментально, что $\delta \approx D^{1/3}$. Тогда из (20.1) следует, что β_y пропорционально $D^{2/3}$. Путем обобщения экспериментальных данных с учетом указанной зависимости получено уравнение для расчета коэффициента массоотдачи β_y при выщелачивании

$$\text{Nu}_d = 0,8 \text{Re}^{0,5} \text{Pr}_g^{0,33}, \quad (20.3)$$

где $\text{Nu}_d = \beta_y d/D$ — критерий Нуссельта (здесь d — диаметр твердой частицы); $\text{Re} = v d \rho / \mu$ — критерий Рейнольдса (здесь v — скорость экстрагента; μ — динамическая вязкость экстрагента); $\text{Pr} = \nu/D$ — критерий Прандтля.

Из выражения (20.2) видно, что β увеличивается с уменьшением толщины диффузионного слоя δ . Из теории пограничного слоя известно, что толщина диффузионного слоя уменьшается с увеличением критерия Рейнольдса, т. е. с увеличением относительной скорости движения экстрагента (относительно твердых частиц). Следовательно, процесс выщелачивания можно интенсифицировать

путем создания эффективной гидродинамической обстановки, в том числе за счет измельчения твердого материала.

Измельчение приводит к увеличению поверхности массопередачи, а также к уменьшению пути диффузии экстрагируемого материала из глубины капилляров к поверхности материала. В связи с тем что коэффициент массопроводности возрастает с повышением температуры, выщелачивание проводят при температурах, близких к температуре кипения экстрагента. При этом возрастает также концентрация насыщенного раствора $u_{нас}$, что приводит к увеличению движущей силы выщелачивания и растворения.

Скорость массопроводности также можно увеличить путем специальной обработки пищевого сырья (см. выше), приводящей к снижению диффузионного сопротивления в клетке.

Практически интенсификация процесса может быть достигнута в экстракторах с эффективной гидродинамической обстановкой, например в экстракторах с псевдооживленным слоем, а также в вибрационных и пульсационных экстракторах.

Как было отмечено в главе 10, проведение процессов в псевдооживленном слое с измельченными материалами приводит к резкому увеличению поверхности массопередачи и к снижению диффузионного сопротивления.

В главе 19 указывалось, что низкочастотные колебания взаимодействующих фаз приводят к существенной интенсификации процесса экстракции.

20.3. РАСЧЕТ ЭКСТРАКЦИОННЫХ АППАРАТОВ

Зональный метод расчета процессов экстракции из твердого тела, разработанный в последние годы, основан на решении задачи нестационарной массопроводности. Для расчета продолжительности процесса в телах правильной геометрической формы может быть использовано уравнение (22.11). Однако в связи с недостаточностью экспериментальных данных по коэффициентам массопроводности использование этого метода в расчетной практике затруднено. Поэтому для расчета экстракторов используют метод, основанный на определении числа теоретических ступеней изменения концентрации, изложенный в главе 13. Введение в расчеты коэффициентов полезного действия позволяет определить число реальных ступеней многоступенчатых аппаратов или длину аппарата.

Рассмотрим графический способ определения числа теоретических ступеней с помощью треугольной диаграммы (рис. 20.2). Представим для удобства расчета диаграмму в виде прямоугольного треугольника вместо равностороннего треугольника (см. главу 19).

Пусть исходный, подлежащий экстрагированию твердый материал состоит из нерастворимого компонента L и растворяемого

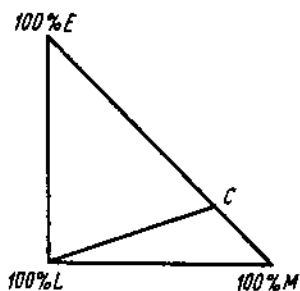


Рис. 20.2. Треугольная диаграмма для системы твердое тело — жидкость

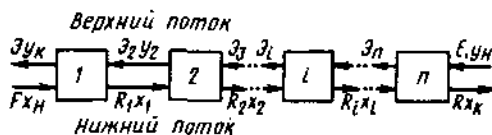


Рис. 20.3. Схема многосекционного противоточного экстрагирования

компонента M , который извлекается жидким экстрагентом E . В результате процесса получают экстракт, состоящий из экстрагента E и растворенного в нем вещества M , и рафинат, состоящий из нерастворимого вещества L , в порах которого находится некоторое количество вещества M , растворенного в экстрагенте E .

Точки на каждой стороне треугольника выражают составы двухкомпонентных смесей компонентов L и M , L и E , M и E . Точки, находящиеся внутри треугольника, характеризуют составы трехкомпонентных систем.

Если состав насыщенного раствора вещества M в экстрагенте E выражается точкой C на гипотенузе треугольника, то прямая LC представляет собой геометрическое место точек, характеризующих составы насыщенных растворов M и E , смешанных с нерастворимым твердым веществом L . Составы и количества образующихся смесей, а также отношение между количествами получаемых экстракта E и рафината R находят по правилу рычага (см. главу 19).

Рассмотрим противоточный процесс экстракции в многосекционной установке в треугольной диаграмме.

Пусть установка состоит из n ступеней (рис. 20.3). Исходная смесь твердого вещества L с экстрагируемым веществом M концентрацией x_n массовых долей в количестве F кг/с поступает в первую ступень экстракционной установки. С противоположного конца установки в n -ю ступень поступает E кг/с экстрагента с содержанием вещества M y_n . Из установки удаляется \mathcal{E} кг/с экстракта, содержащего y_k вещества M , и R кг/с рафината концентрацией x_k .

Раствор \mathcal{E} экстрагируемого вещества M в экстрагенте E назовем верхним потоком, а поток R смеси твердого вещества L с экстрагируемым веществом M — нижним потоком.

Уравнения материального баланса запишутся так:

$$F + E = R + \mathcal{E}; \quad (20.4)$$

теоретических ступеней изменения концентрации. Для этого соединим точку \bar{y}_k с началом координат (точка 0) и найдем на линии $\bar{x}_A = \text{const}$ точку пересечения \bar{x}_1 .

Из уравнений (20.9) и (20.10) $P=R_1-\mathcal{E}_2$; $P\bar{x}_p=R_1\bar{x}_1-\mathcal{E}_2y_2$. Поэтому точку \bar{y}_2 находим на пересечении прямой, проходящей через точки \bar{x}_p и \bar{x}_1 , с гипотенузой треугольника. Соединив точку y_2 с началом координат, находим точку \bar{x}_2 , лежащую на пересечении проведенной линии и линии $\bar{x}_A=\text{const}$. Аналогичные построения проводим до тех пор, пока не получим концентрацию в рафинате, равную заданной \bar{x}_k .

Число линий, соединяющих начало координат с точками $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \bar{x}_3, \dots, \bar{x}_k$, характеризующими концентрации рафината в первой, второй и т. д. секциях вплоть до заданной, определяет число теоретических ступеней экстракции.

20.4. УСТРОЙСТВО ЭКСТРАКЦИОННЫХ АППАРАТОВ ДЛЯ ВЫЩЕЛАЧИВАНИЯ

В пищевой промышленности растворение и выщелачивание проводят периодическим и непрерывным способами соответственно в перколяторах и диффузионных аппаратах различной конструкции в прямотоке и противотоке.

Перколятор (рис. 20.5) представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с коническим дном и крышкой. В днище расположена решетка, на которую через верхний люк загружается слой измельченного твердого материала. После выщелачивания материал выгружается через нижний откидывающийся люк.

Перколяторы соединяют последовательно в батареи. Число перколяторов в батарее составляет от 4 до 15. Растворитель прокачивается насосом снизу вверх последовательно через все перколяторы. Батарея работает по принципу противотока. В любой момент времени один из аппаратов, в котором достигнута заданная степень извлечения, отключается на разгрузку отработанного материала и загрузку свежего. Материал выгру-

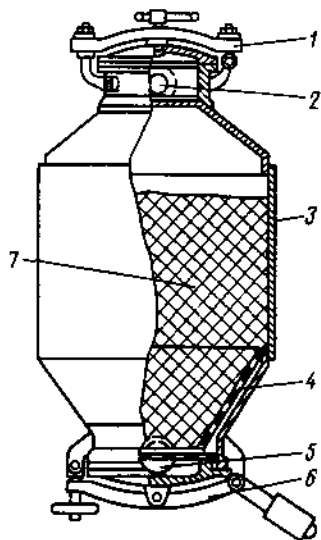


Рис. 20.5. Перколятор:
1 — крышка; 2, 5 — штуцера для растворителя; 3 — корпус; 4 — решетка; 6 — откидывающийся люк; 7 — твердый материал

жается из перколятора самотеком под давлением. В целом вся установка работает непрерывно.

Аппараты с псевдооживленным слоем позволяют повысить эффективность выщелачивания и растворения.

Аппарат представляет собой колонну, в нижней части которой расположена распределительная решетка. На эту решетку загружается измельченный твердый материал, а растворитель подается под решетку. Скорость растворителя выбирают такой, чтобы создать перепад давления в слое твердого материала, достаточный для его псевдооживления (см. главу 10). Такие аппараты могут работать в полунепрерывном и непрерывном режимах.

Диффузионные аппараты непрерывного действия получили широкое распространение в сахарной промышленности для извлечения сахара из свекловичной стружки.

Наклонный двухшнековый диффузионный аппарат (рис. 20.6) установлен под углом $8...11^\circ$ к горизонту. В верхней части аппарата расположены бункер для загрузки свекловичной стружки и шнеки для удаления жома из аппарата.

Внутри аппарата стружка перемещается двумя параллельно рас-

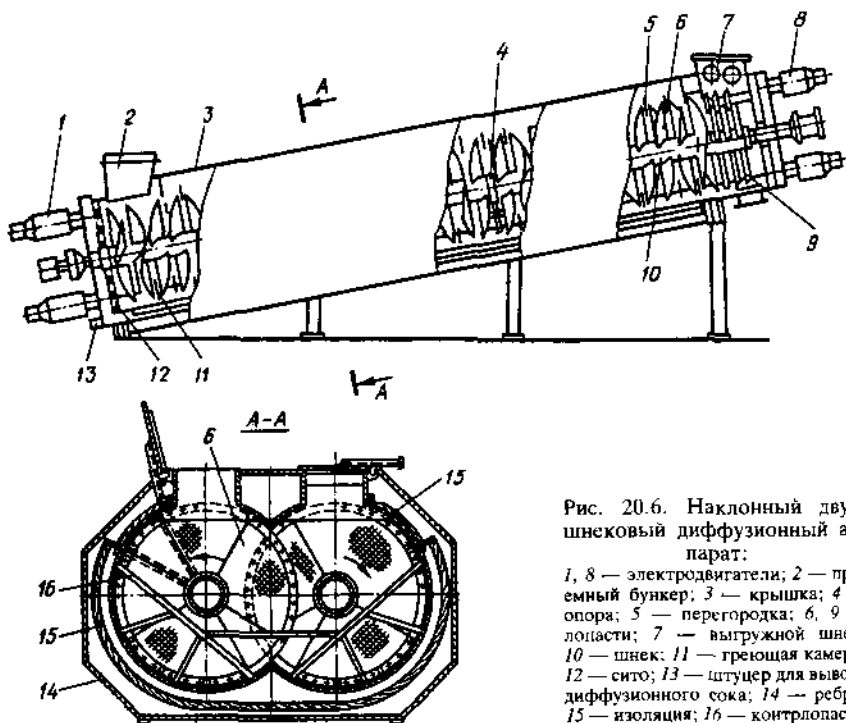


Рис. 20.6. Наклонный двухшнековый диффузионный аппарат:

1, 8 — электродвигатели; 2 — приемный бункер; 3 — крышка; 4 — опора; 5 — перегородка; 6, 9 — лопасти; 7 — выгрузной шнек; 10 — шнек; 11 — греющая камера; 12 — сито; 13 — штуцер для вывода диффузионного сока; 14 — ребро; 15 — изоляция; 16 — контрлопасть

положенными шнеками снизу вверх. Шнеки образуются лопастями, расположенными по винтовой линии. Лопасти каждого шнека заходят в межлопастное пространство другого. Такое устройство шнеков способствует равномерному перемещению стружки по длине аппарата и предотвращает возможность вращения свекловичной стружки вместе с лопастями. Для этой же цели установлены контрлопасти и перегородки на нижней части крышек.

Удаляют жом из аппарата в верхней его части разгрузочными шнеками. Лучшему удалению жома способствуют также лопасти. Разгрузочные шнеки смонтированы под прямым углом к транспортирующим шнекам и вращаются в противоположном направлении. Для подогрева массы в нижней части корпуса аппарата установлены подогревательные камеры.

Цилиндрический одноколонный диффузионный аппарат — цилиндрический корпус, внутри которого вращается шнек. Шнек подвешен к верхней опоре. На внутренней поверхности корпуса установлены контрлопасти, которые расположены в других плоскостях, чтобы не мешать вращению шнека. Лопасти шнека и контрлопасти разрыхляют стружку и перемещают ее снизу вверх.

Нижняя часть аппарата оборудована устройством для отвода диффузионного сока. Оно состоит из горизонтального щелеобразного сита и дополнительной фильтрующей поверхности, расположенной в контрлопастях и в двух вращающихся ситоочистительных лопастях.

Лопастный вал сопряжен с нижним коротким валом при помощи центрирующего валика. На нижнем валу находится распределитель свекловичной стружки. Ошпаренная стружка с соком поступает от насоса по трубе в распределитель и равномерно распределяется по поверхности горизонтального сита.

Для удаления жома из аппарата в верхней его части имеется выгрузочное устройство. Оно состоит из шнека, окон, вырезанных в верхней царге для выхода жома, и сегментных снимателей, расположенных у каждого окна. Ниже окон в желобе имеется ротационный скребковый конвейер, отводящий жом из аппарата.

Недостатки одноколонных аппаратов: необходимость предварительного ошпаривания свекловичной стружки, которое требует дополнительной установки ошпаривателей, а также подача стружки центробежными насосами, что приводит к значительному измельчению свекловичной стружки и не позволяет обессахаривать тонкоизмельченную стружку; обессахаривание в аппаратах стружки длиной 10—15 м в 100 г приводит к увеличению продолжительности процесса, а последнее ухудшает технологические качества диффузионного сока.

Двухколонный диффузионный аппарат (рис. 20.7) представляет собой U-образный корпус прямоугольного сечения, который при помощи опор устанавливается на фундаменте. Корпус аппарата состоит из отдельных царг и укреплен ребрами жесткости.

Стружка перемещается в аппарате при помощи двух пластинчатых цепей, к которым прикреплены транспортирующие рамки. Цепи с рамками приводятся в движение от привода. Для окончательной очистки рам от жома во время нахождения их в вертикальном положении установлен рамкоочиститель ударного типа. Жом с рам сползает в бункер и затем удаляется шнеком.

Для подачи стружки в аппарат предназначены грабельный конвейер и забрасыватель стружки. Через сопла внутрь аппарата подается подогретый сок.

Диффузионный сок отбирается из аппарата через саморегенерирующиеся сита с коническими отверстиями, установленные в камере, и патрубок. Барометрическая вода поступает в аппарат через верхний ряд сопел, жомпрессовая — через нижний.

Стружка, поступившая в аппарат, перемещается к месту

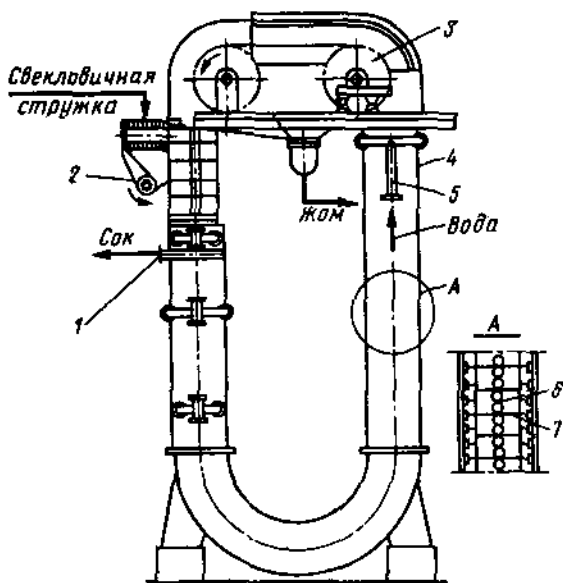


Рис. 20.7. Двухколонный диффузионный аппарат:
1, 5 — штуцера; 2 — ротационный забрасыватель; 3 — барабан; 4 — корпус; 6 — цепь; 7 — рамка

выгрузки ее из аппарата. Барометрическую и жомпрессовую воду подают в верхнюю часть второй колонны противотоком свекловичной стружке. Диффузионный сок направляют в производство, а жом — на прессы или в жомохранилище. На некоторых заводах барометрическая и жомпрессовая вода предварительно поступает в один большой сборник для перемешивания и затем в подогреватель для подогрева смеси.

В рассматриваемой конструкции аппарата свекловичная стружка ошпаривается внутри аппарата и дополнительной установки ошпаривателя не требуется. Сок, предназначенный для ошпаривания, подогревается до определенной температуры в подогревателях.

Имеются конструкции аппаратов, в которых твердый материал перемещается ковшами.

Применение цепных транспортирующих устройств с рамками или ковшами приводит к уплотнению массы твердого материала на рамках или в ковшах, что ухудшает процесс экстрагирования. В диффузионных аппаратах с лопастными валами и контролостями происходит значительное измельчение стружки, которое затрудняет фильтрование диффузионного сока в аппарате и тем самым снижает скорость экстракции. В результате применения крупной свекловичной стружки также снижается скорость экстракции из-за увеличения внутридиффузионного сопротивления.

Диффузионные аппараты с взвешенным слоем лишены этих недостатков. В двухколонном аппарате (рис. 20.8), разработанном проф. С. М. Гребенюком, свекловичная стружка находится во взвешенном состоянии. Движущей силой для перемещения содержимого в аппарате является разность давлений над материалом в первой и второй колоннах. При движении поршневого транспортирующего устройства вверх под ним создается разрежение. Свекловичная стружка поступает в верхнюю часть первой колонны, которая до определенного уровня заполнена диффузионным соком. Уровень сока поддерживается при помощи уровнемера. Таким образом, свекловичная стружка поступает в диффузионный сок и равномерно распределяется в объеме аппарата.

Свекловичная стружка перемещается с помощью поршня транспортирующего устройства. При движении поршня вниз он входит в массу жома и жидкости, которая поступает через открытые клапаны поршня. Чтобы масса в аппарате не перемещалась в направлении движения поршня, под ним установлена задерживающая решетка. В нижнем положении поршень делает выстой. В это время клапаны поршня закрываются. После выстоя поршень перемещается вверх, а масса — в направлении движения поршня. В это же время в левой колонне масса перемещается вниз на такое же расстояние. Задерживающие решетки обеспечивают фильтрование диффузионного сока. Вследствие периодического движения поршня стружеч-

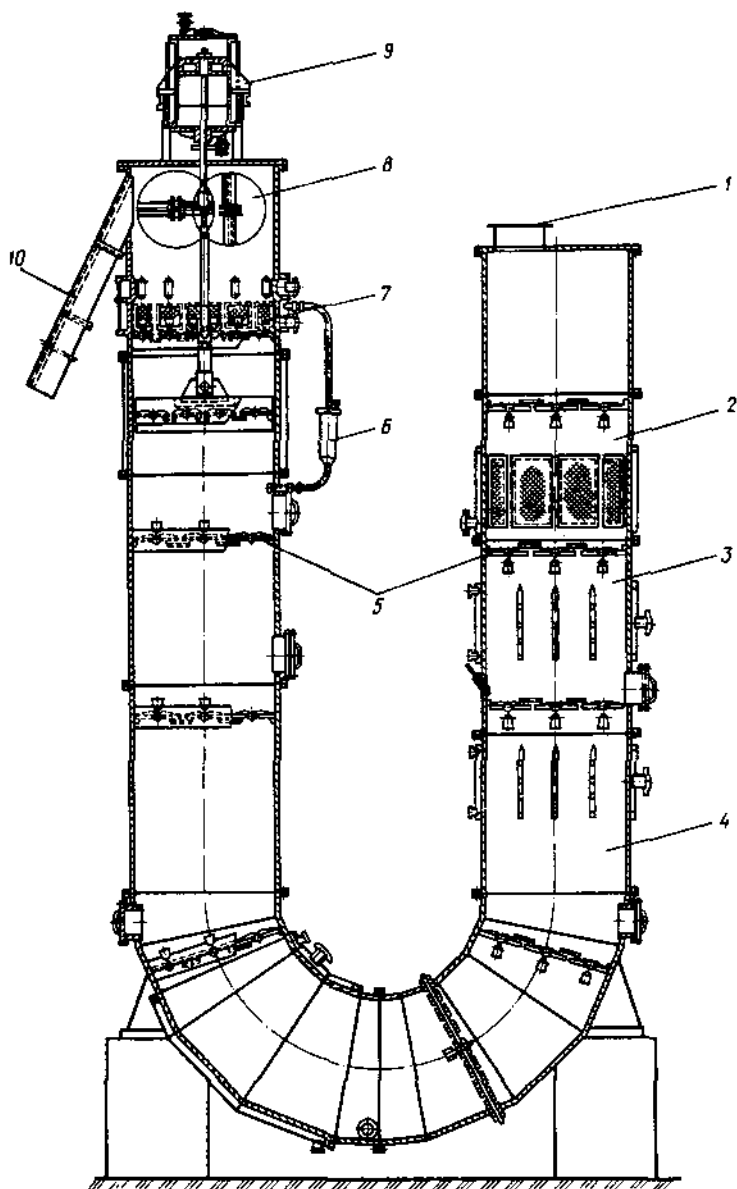


Рис. 20.8. Двухколонный диффузионный аппарат с взвешенным слоем:
 1 — загрузочная воронка; 2 — ситовый пояс; 3, 4 — подогревательные камеры; 5 — задерживающие
 решетки; 6 — уравнимер; 7 — транспортирующее устройство; 8 — шнековое устройство; 9 — при-
 вод; 10 — разгрузочный желоб

ная масса в аппарате находится во взвешенном состоянии. Порция жомы, захваченная поршнем, поступает на решетку, где жомовая вода отделяется и отводится через сито под поршень, а жом шнековым устройством направляется в разгрузочный желоб.

Производительность диффузионных аппаратов по свекле (в т/сут) определяется по формуле

$$G = \frac{24 \cdot 60 \cdot 60 V_n q}{1000 \tau}, \quad (20.11)$$

где V_n — полезный объем аппарата, м³; q — масса стружки на единицу полезного объема аппарата, кг/м³ (для колонных аппаратов $q=600 \dots 700$ кг/м³); τ — продолжительность процесса экстрагирования, с.

Ленточные экстракторы (рис. 20.9) применяют для экстракции масла из семян подсолнечника. Твердая фаза — раздробленные семена перемещаются по ленте тонким слоем, а экстрагент — бензин подается сверху с помощью насосов и орошает находящийся на ленте материал. Процесс осуществляется по сложной комбинированной схеме движения потоков твердого материала и экстрагента: поперечный ток на каждом участке и противоток в целом в экстракторе. Конструкция экстрактора не обеспечивает эффективного взаимодействия твердой фазы с экстрагентом, экстракция протекает с невысокой скоростью. Для полного извлечения масла требуется несколько ступеней экстракции.

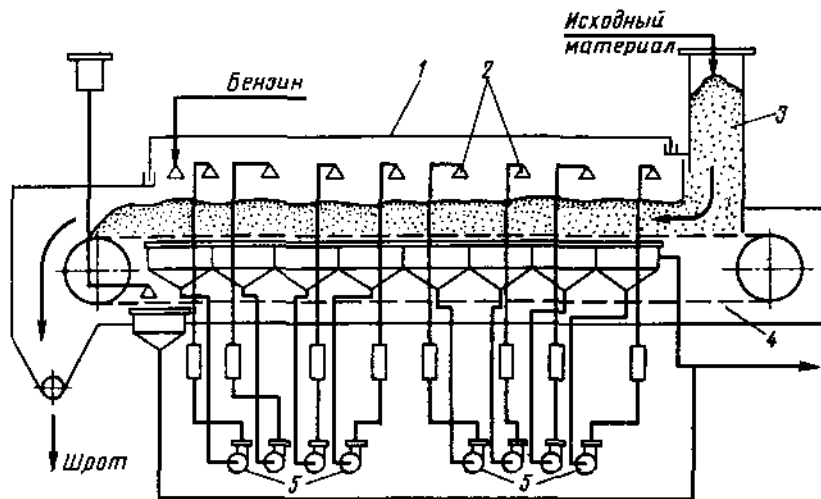


Рис. 20.9. Ленточный экстрактор:

1 — корпус; 2 — сошлы; 3 — загрузочная шахта; 4 — транспортирующее устройство; 5 — насосы

Контрольные вопросы и задания. 1. В чем сущность процесса выщелачивания? Какие компоненты участвуют в процессе выщелачивания? 2. Какие факторы определяют скорость выщелачивания? 3. В каком случае скорость выщелачивания описывается уравнением Шукарева? 4. В чем заключается расчет экстракторов? 5. Как изображается процесс противоточной экстракции в треугольной диаграмме? 6. Как определяется число ступеней изменения концентраций в треугольной диаграмме? 7. Назовите схемы, по которым проводят процессы выщелачивания. 8. Какие конструкции экстракторов применяются в пищевой промышленности?

Задача 20.1. Маслоэкстракционная установка за 1 ч перерабатывает 1,2 т семян подсолнечника с содержанием масла 28% и бензина 2,5%. Поступающий в установку экстрагент — регенерированный бензин содержит 1,5% масла. Масса экстрагента составляет 50% массы семян. По экспериментальным данным, количество раствора, удерживаемое твердой фазой, зависит от его концентрации. Твердый остаток после экстракции содержит 5% масла*. Требуется определить количество и концентрацию экстракта; количество и концентрацию остаточного раствора, удерживаемого семенами подсолнечника; число ступеней экстракции.

Задача решается графическим методом в прямоугольной системе координат $x' - z'$ (рис. 20.10). Координаты точек кривой нижнего потока находятся по следующим данным:

Массовая доля, кг на 1 кг раствора:

масла x'	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7
твердой фазы z'	2	1,98	1,94	1,89	1,82	1,751	1,681	1,613

В верхнем потоке твердое вещество отсутствует, поэтому линия верхнего потока сливается с осью абсцисс.

После нанесения кривой нижнего потока на рис. 20.10 наносят линии материального баланса.

Координаты точки F , соответствующей составу семян подсолнечника, поступающего на экстракцию (в кг масла на 1 кг раствора и в кг твердой фазы на 1 кг раствора):

$$x_m = \frac{28}{28 + 2,5} = 0,92;$$

$$z_m = \frac{100 - (28 + 2,5)}{28 + 2,5} = 2,12.$$

Координаты точки E , соответствующей составу экстрагента:

$$x_E = \frac{1,5}{100} = 0,015; z_E = 0.$$

Соединяем точки F и E и делим отрезок FE по правилу рычага точкой M на части, пропорциональные количествам экстрагента и растворяющейся части твердой фазы. Экстрагент поступает в экстракционную установку по заданию в количестве 50% массы семян. Принимая эту массу за единицу, определим количество жидкости в твердой фазе $0,28 + 0,025 = 0,305$.

Как известно, экстрагент поступает в количестве 50% массы семян. Таким образом, точка M лежит на отрезке FE на расстоянии $0,305 / (0,5 + 0,305) = 0,38$ от точки E .

* Задача приводится по данным К. Ф. Павлова, П. Г. Романкова, А. А. Носкова. *Примеры и задачи по курсу «Процессы и аппараты химической технологии»*. — М.: Л.: Химия, 1987.

Известно, что линия расхода $RЭ$ пересекается с EF в точке M и что точка R лежит на кривой, а точка $Э$ — на оси абсцисс, так как $x_Э=0$.

Отношение координат точки R можно определить, зная, что семена после экстракции содержат 5% масла: $z'_R/z'_R = 95/5 = 19$.

Прямая, проходящая через начало координат, с тангенсом угла наклона, равным 19, пересечет кривую в точке R . Проведя прямую из точки R через точку M и продолжив прямую до пересечения с осью абсцисс, найдем точку $Э$.

Определим по диаграмме абсциссы точек R , M и $Э$: $x'_R=0,03$; $x'_M=0,36$; $x'_Э=0,58$.

В установку поступает жидкая фаза с семенами, расход которой $1200 \cdot 0,305 = 366$ кг/ч, а экстрагента — $1200 \cdot 0,5 = 600$ кг/ч. Таким образом, всего жидкой фазы поступает $366 + 600 = 966$ кг/ч. Это количество делится между остатком в семенах и экстрактом пропорционально отрезкам $ЭM$ и MR .

Количество раствора, удерживаемого в семенах,

$$G_R = \frac{x'_Э - x'_M}{x'_Э - x'_R} 966 = \frac{0,58 - 0,36}{0,58 - 0,03} 966 = 386,4 \text{ кг/ч.}$$

Концентрация масла в этом растворе

$$\frac{1200 \cdot 0,695 \cdot 5}{95 \cdot 386,4} 100 \approx 11,3\%.$$

Массовый расход экстракта $Э = 966 - 386,4 = 579,6$ кг/ч.

Содержание масла в экстракте

$$\frac{1200 \cdot 0,28 - 1200 \cdot 0,695 \cdot 5/95}{579,6} 100 = 50,4\%.$$

Для определения числа ступеней экстракции через точки F , $Э$, R и E проводим два луча до пересечения их в полюсе P . Так как при экстракции твердых тел в каждой ступени установки имеется только один раствор одной концентрации, все линии равновесия будут вертикальными. Восстанавливаем перпендикуляр из точки $Э$ — первой ступени — до пересечения с пограничной кривой. Точку пересечения линии с пограничной кривой соединяем прямой с точкой P . Из точки пересечения этой прямой с осью абсцисс снова восстанавливаем перпендикуляр до пересечения с пограничной кривой и т. д., пока не попадем в точку R или не окажемся в непосредственном соседстве с ней.

Число линий указывает число ступеней. В данном случае необходимы семь ступеней экстракции.

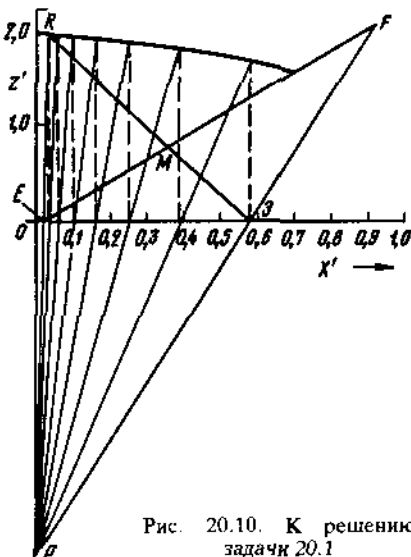


Рис. 20.10. К решению задачи 20.1

Глава 21

АДСОРБЦИЯ

21.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Адсорбцией называют процесс поглощения газов или паров из газовых смесей или растворенных веществ из растворов твердыми поглотителями — адсорбентами. Поглощаемое вещество называется адсорбтивом.

Характерная особенность процесса адсорбции — избирательность и обратимость. Благодаря обратимости процесса возможно поглощение из парогазовых смесей или растворов одного или нескольких компонентов, а затем в определенных условиях выделение их из адсорбента.

Процесс, обратный адсорбции, называют десорбцией. Адсорбция широко распространена в различных отраслях промышленности для очистки и осушки газов, очистки и осветления растворов, разделения парогазовых смесей, для извлечения ценных летучих растворителей из их смеси с другими газами.

В пищевой технологии адсорбцию используют для очистки диффузионного сока и сахарных сиропов в сахарном производстве, осветления пива и фруктовых соков, очистки от органических и других соединений спирта, водки, коньяка и вин, сиропов в крахмалопаточном производстве и др.

Различают физическую и химическую адсорбцию. Физическая адсорбция имеет место при взаимном притяжении молекул адсорбтива и адсорбента под действием сил Ван-дер-Ваальса. При физической адсорбции не возникает химического взаимодействия адсорбированного газа с адсорбентом.

При поглощении паров адсорбция может сопровождаться конденсацией паров, при этом поры адсорбента заполняются жидкостью — происходит капиллярная конденсация, которая возникает вследствие снижения давления пара над вогнутым мениском жидкости в капиллярах адсорбента.

Химическая адсорбция, или хемосорбция, характеризуется образованием химической связи между молекулами поглощенного вещества и молекулами адсорбента, что является результатом химической реакции.

В разработке процессов адсорбции большая роль принадлежит отечественным ученым Т. Ловицу, обнаружившему в 1785 г. адсорбционные свойства активного угля, Н. Зелинскому, создавшему в 1915 г. первый угольный противогаз, А. Шилову, теоретически обобщившему закономерности адсорбции.

21.2. ХАРАКТЕРИСТИКА И ОБЛАСТИ ПРИМЕНЕНИЯ АДСОРБЕНТОВ

В пищевых производствах широко используют следующие адсорбенты: активные угли, силикагели (гель кремниевой кислоты), алюмогели (гидроокись алюминия), цеолиты, глины и другие природные адсорбенты. Адсорбенты, которые непосредственно контактируют с продуктами, должны быть биологически безвредными, т. е. они должны быть нетоксичными и прочными, не засорять продукт.

Адсорбенты характеризуются большой удельной поверхностью, отнесенной к единице массы вещества. Они имеют различные по диаметру поры, которые можно разделить на макропоры (более $2 \cdot 10^{-4}$ мм), переходные поры ($6 \cdot 10^{-6} \dots 2 \cdot 10^{-4}$) и микропоры размером от $2 \cdot 10^{-6}$ до $6 \cdot 10^{-6}$ мм. От размера пор в большой степени зависит характер адсорбции. При адсорбции возможно образование слоев молекул поглощенного вещества толщиной в одну молекулу (мономолекулярная адсорбция), толщиной в несколько молекул, так называемая полимолекулярная адсорбция.

Адсорбенты характеризуются поглотительной способностью (активностью), определяемой количеством вещества, поглощенного единицей массы или объема адсорбента.

Различают статическую и динамическую поглотительную способность. Статическая поглотительная способность определяется максимально возможным количеством вещества, поглощенного единицей массы (объема) адсорбента.

Динамическая поглотительная способность определяется при пропускании адсорбтива через слой адсорбента и определяется количеством вещества, поглощенного единицей массы (объема) адсорбента от начала адсорбции до «проскока» адсорбтива через слой адсорбента.

Максимальная поглотительная способность адсорбента при определенных температуре, давлении и концентрации адсорбируемого вещества называется равновесной активностью. В промышленности используют адсорбенты в виде гранул размером $2 \dots 7$ мм либо в порошкообразном состоянии с размером частиц $50 \dots 200$ мкм.

Активные угли получают при сухой перегонке углеродсодержащих веществ, таких, как дерево, торф, кости и др. Активирование проводят в основном прокаливанием углей при температурах свыше 900 °С.

В спиртовом и ликеро-водочном производствах используют активные угли растительного происхождения (березовый БАУ, букочный).

Удельная площадь поверхности активных углей составляет $600 \dots 1750$ м²/г, насыпная плотность — $250 \dots 450$ кг/м³, объем микропор — $0,23 \dots 0,6$ см³/г. Они отличаются низким содержанием золы (менее 8%).

Эффективность адсорбционной очистки во многом определяется пористой структурой адсорбента, решающая роль принадлежит микропорам. Рекомендуется применять угли с предельным объемом адсорбционного пространства $0,3 \text{ см}^3/\text{г}$. Размеры микропор определяют скорость каталитических реакций в адсорбированной фазе. Оптимальными являются активные угли с размером микропор $0,8 \dots 10 \text{ мкм}$.

Активные угли обычно используют для очистки промышленных газовых выбросов.

В спиртовом и ликеро-водочном производствах активные угли применяют для извлечения из сортировки (смесь спирта с водой) и спирта-ректификата альдегидов, кетонов, сложных эфиров, карбоновых кислот и высокомолекулярных веществ (сивушных масел). Уголь извлекает глюкозу и фруктозу, содержащиеся в некоторых сортах водки. Активный уголь используют для осветления пива и фруктовых соков. Для обесцвечивания сахарных сиропов применяют активный уголь, полученный на базе костяного угля. Типичным мелкозернистым углем для обесцвечивания сахарных сиропов, коньяков, вин, фруктовых соков, эфирных масел, желатина является уголь деколар. В ряде случаев одновременно с обесцвечиванием происходит удаление запаха, привкуса, коллоидных и других примесей.

Силикагели представляют собой продукты обезвоживания геля кремниевой кислоты. Их получают обработкой раствора силиката натрия минеральными кислотами или растворами их солей. Удельная площадь поверхности силикагелей составляет $400 \dots 780 \text{ м}^2/\text{г}$, их насыпная плотность — $100 \dots 800 \text{ кг/м}^3$. Диаметр гранул силикагеля достигает 7 мм .

Силикагели используют для осушки воздуха, осветления пива и фруктовых соков.

Цеолиты — водные алюмосиликаты природного или синтетического происхождения. Размер пор синтетических цеолитов соизмерим с размерами сорбируемых молекул, поэтому они могут адсорбировать молекулы, проникающие в поры. Такие цеолиты называют молекулярными ситами. Цеолиты некоторых марок используют для концентрирования соков.

Цеолиты характеризуются высокой поглотительной способностью и применяются для осушки газов и жидкостей. Цеолиты выпускают в гранулированном виде с гранулами диаметром $2 \dots 5 \text{ мм}$.

Глины и другие природные глинистые адсорбенты — бентонитовые глины на основе монтмориллонита и отбеливающие глины гумбрин, асканит и др. — являются высокодисперсными системами со сложным химическим составом. В них входят SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 , CaO , MgO и другие окислы металлов.

Наиболее распространенный метод активации природных

глин — обработка их минеральными кислотами. При этом удаляются оксиды кальция, магния, железа, алюминия и других металлов, образуются дополнительные поры.

Удельная площадь поверхности глин составляет от 20 до 100 м²/г, средний радиус пор изменяется от 3 до 10 мкм.

Отбеливающая способность активных глин повышается с увеличением катионообменной емкости. Высокая отбеливающая способность бентонитовых глин связана с их кислотными свойствами — содержанием в обменном положении ионов Н⁺ и Al⁺. Удаление соединений из жидкостей происходит вследствие хемосорбции на кислотных центрах поверхности адсорбентов.

Глинистые материалы применяют в основном для очистки различных жидких сред от примесей, например окрашенных веществ, в результате чего продукт обесцвечивается. Поэтому природные глинистые адсорбенты иногда называют отбеливающей землей.

Глинистые адсорбенты используют в пищевой промышленности для осветления вин, пива, фруктовых соков, рафинирования растительных масел, воды и для других целей. Для осветления пива широко применяют бентонитовые глины.

Натриевый бентонит не только осветляет и стабилизирует вина, но и ускоряет срок созревания и выдержки. Окислительно-восстановительные и другие реакции, происходящие в винах, катализируются минералами и катионами, входящими в состав бентонита.

21.3. РАВНОВЕСИЕ В ПРОЦЕССАХ АДсорбЦИИ

Независимо от природы адсорбционных сил количество вещества, адсорбированного единицей массы или объема определенного адсорбента, зависит от природы поглощенного вещества, температуры, давления и количества примесей в фазе, из которой поглощается вещество.

Зависимость между равновесными концентрациями поглощенного вещества в твердой и газовой или жидкой фазах в общем виде выражается уравнением

$$\bar{x}_p = f_1(\bar{y}), \text{ или } \bar{x}_p = f_2(p), \quad (21.1)$$

где \bar{x}_p — концентрация поглощаемого вещества (адсорбтива) в адсорбенте, равновесная с концентрацией адсорбтива в газовой или жидкой фазе, кг адсорбтива на 1 кг адсорбента; \bar{y} — концентрация адсорбтива в паровой или жидкой фазе, кг адсорбтива на 1 кг инертной части; p — равновесное давление адсорбтива в парогазовой смеси, Н/м².

Зависимости, описываемые уравнениями (21.1), называются изотермами адсорбции. На основании химической термодинамики найдены конкретные выражения изотерм адсорбции, называемые изо-

термами Лэнгмюра:

$$x_p = \frac{abp}{1+ap}, \quad (21.2)$$

или Фрейндлиха:

$$x_p = kp^{1/n},$$

где \bar{x}_p — концентрация поглощенного адсорбентом вещества, кг на 1 кг адсорбента; a , b , k , n — константы, определяемые опытным путем; p — равновесное давление адсорбента в парогазовой смеси, Н/м².

Адсорбции способствуют пониженная температура и повышенное давление над адсорбентом, а также отсутствие примесей в фазе над адсорбентом.

Вид изотермы адсорбции зависит от многих факторов: удельной площади поверхности адсорбента, объема пор, структуры адсорбента, свойств поглощаемого вещества, а также от температуры процесса. На рис. 21.1 изображены пять основных типов изотерм адсорбции. Тип 1 характерен для микропористых адсорбентов. Начальные выпуклые участки изотерм типов 2 и 4 также связаны с микропорами. Дальнейшую форму изотерм определяют полимолекулярная адсорбция и капиллярная конденсация. Вогнутые участки на изотермах 3 и 5 характерны для систем адсорбент — адсорбтив, когда силы взаимодействия молекул адсорбтива с адсорбентом меньше сил межмолекулярного взаимодействия для молекул адсорбтива. Эти изотермы встречаются сравнительно редко.

Установлено, что при адсорбции из паровой или жидкой фазы нескольких веществ адсорбируются все вещества, однако равновесная концентрация каждого будет ниже, чем при адсорбции индивидуального вещества.

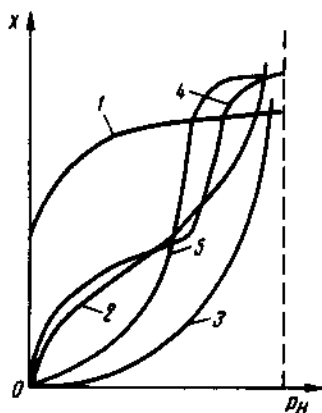


Рис. 21.1. Основные типы изотерм

Существуют различные теории адсорбции, каждая из которых удовлетворительно описывает экспериментальные данные в определенных условиях. М. М. Дубинин рассматривает процесс адсорбции микропористым адсорбентом как процесс заполнения микропор адсорбтивом. Полученные им уравнения адсорбции для газов и паров для широкого диапазона температур характеризуют зависимость равновесной концентрации адсорбтива от структуры пор адсорбента. Такие уравнения имеют слож-

ный характер. Одним из полученных М. М. Дубининым уравнений является

$$x_p = \frac{V}{V_m} \exp \left[-B \frac{T^2}{\beta_a^2} \lg \left(\frac{P}{p} \right)^2 \right], \quad (21.3)$$

где V — суммарный объем пор адсорбента; V_m — объем адсорбированного вещества в жидком состоянии; B — константа, определяемая структурой адсорбента; T — абсолютная температура пара; β_a — коэффициент аффинности, равный отношению молярных объемов в жидком состоянии в порах данного вещества и стандартного; P — давление насыщаемого пара адсорбтива; p — парциальное давление пара адсорбтива при температуре адсорбции.

Адсорбция сопровождается уменьшением давления пара поглощаемого вещества в исходной смеси и выделением теплоты. Поэтому в соответствии с принципом Ле-Шателье количество адсорбированного вещества возрастает с понижением температуры и повышением давления. Таким образом, понижение давления и повышение температуры способствуют обратному процессу — десорбции.

Количество выделяющейся при адсорбции теплоты (в кДж/кмоль) определяется экспериментально. При отсутствии опытных данных оно может быть вычислено по уравнению.

$$r = \frac{19,17p_1 p_2}{1/T_1 - 1/T_2}, \quad (21.4)$$

где p_1 и p_2 — равновесные давления поглощаемого вещества над адсорбентом, соответствующие абсолютным температурам T_1 и T_2 .

21.4. СТАТИКА И КИНЕТИКА АДсорбЦИИ

Процессы адсорбции не отличаются по механизму от других процессов массопередачи в системе с твердой фазой.

Процесс диффузии поглощаемого вещества в адсорбенте в общем случае описывается критериальным уравнением для систем с твердой фазой (см. главу 16)

$$\frac{x - x_p}{x_n - x_{p,n}} = f(\text{Bi}_n, \text{Fo}_n; \frac{z}{\delta}). \quad (21.5)$$

Рассмотрим случай, когда в стационарный слой адсорбента непрерывно подается поток с начальной концентрацией поглощаемого вещества y . Будем считать, что поток через слой адсорбента движется без перемешивания в режиме идеального вытеснения.

Через некоторый промежуток времени на начальном, или, как принято говорить, на фронтальном, участке слоя адсорбента вследствие его насыщения адсорбция адсорбтива практически прекращается и сорбирующиеся вещества «проскакивают» через этот «отработанный» слой без изменения концентрации, а зона адсорбции перемещается в последующие слои за фронтальным участком. Распределение адсорбтива по высоте слоя происходит плавно с

образованием фронта адсорбции. Изменение фронта адсорбции показано на рис. 21.2, на котором приведены кривые h слоя адсорбента относительной концентрации адсорбтива по высоте h слоя адсорбента в моменты времени $\tau_1, \tau_2, \tau_3, \dots, \tau_n$, причем $\tau_1 < \tau_2 < \tau_3 < \dots < \tau_n$, где τ_n — время от начала процесса. По истечении некоторого промежутка времени профиль фронта адсорбции не изменяется. Продолжительность работы слоя адсорбента до насыщения его фронтального участка адсорбтивом называется периодом формирования фронта адсорбции. Зона адсорбции перемещается во времени по всему слою адсорбента, при этом плавно изменяется концентрация адсорбтива в слое. Происходит перемещение фронта адсорбции с некоторой постоянной скоростью. В момент, соответствующий началу «проскока» адсорбтива, заканчивается адсорбционное, или защитное, действие слоя адсорбента.

Средняя концентрация адсорбтива в слое адсорбента в момент «проскока» называется динамической активностью слоя адсорбента. Эта концентрация, представляющая собой емкость адсорбента в динамических условиях, часто характеризуется временем от начала адсорбции до момента «проскока» адсорбируемого вещества.

Модель фронтальной (послойной) отработки слоя адсорбента была предложена И. А. Шиловым при изучении работы противогозов.

Участок слоя адсорбента h_0 (см. рис. 21.2), на котором происходит изменение концентрации поглощаемого вещества от начальной до концентрации, соответствующей началу «проскока», называется работающим слоем, а соответствующий промежуток времени — временем защитного действия. И. А. Шиловым было получено уравнение для описания перемещения фронта адсорбции с постоян-

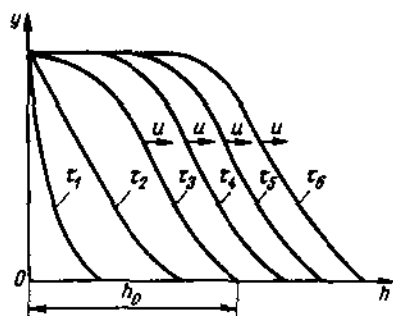


Рис. 21.2. Схема изменения фронта адсорбции

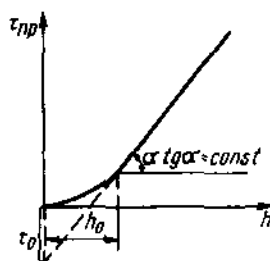


Рис. 21.3. Зависимость продолжительности защитного действия от высоты слоя адсорбента

ной скоростью u . Время защитного действия или адсорбции

$$\tau = kh - \tau_0 = h/u - \tau_0, \quad (21.6)$$

где $k=1/u$ — коэффициент защитного действия слоя; τ_0 — потеря времени защитного действия слоя.

Величины в уравнении (21.6) определяются на основании экспериментальных данных, которые изображаются в виде графика (рис. 21.3). Тангенс угла наклона прямолинейной части кривой равен коэффициенту защитного действия слоя ($\operatorname{tg} \alpha = k$), а отрезок, отсекаемый на продолжении оси ординат, соответствует потере времени защитного действия (τ_0).

Для расчета скорости перемещения фронта адсорбции предложено уравнение

$$u = v_0 \frac{y_n}{\epsilon y_n + x_{p,n}}, \quad (21.7)$$

где v_0 — фиктивная скорость потока, равная $v'\epsilon$ (здесь v' — скорость потока в каналах между частицами адсорбента; ϵ — порозность слоя адсорбента); $x_{p,n}$ — концентрация адсорбтива в слое адсорбента, равновесная с объемной концентрацией y_n адсорбтива в потоке.

Высота слоя адсорбента h_0 из основного уравнения массопередачи

$$h_0 = \frac{um}{K_{y,v}}, \quad (21.8)$$

где m — общее число единиц переноса по газовой или жидкой фазе; $m_y = 0,9 y_n / \Delta y_{cp}$; $K_{y,v}$ — объемный коэффициент массопередачи.

Объемный коэффициент массопередачи определяется по известному уравнению

$$K_{y,v} = \frac{1}{1/\beta_{y,v} + m/\beta_{x,v}}, \quad (21.9)$$

где $\beta_{y,v}$ и $\beta_{x,v}$ — объемные коэффициенты массоотдачи в парогазовой (жидкой) и твердой фазах; m — средний тангенс угла наклона линии равновесия.

Процесс адсорбции может протекать в зависимости от формы изотерм адсорбции, природы и геометрических характеристик адсорбента и слоя, концентрации адсорбтива, скорости парогазовой или жидкой смеси и других параметров процесса во внешнедиффузионной или внутридиффузионной области.

Для разграничения адсорбции, протекающей во внешнедиффузионной и внутридиффузионной областях, используют диффузионный критерия Био. Если $Bi_d \geq 30$, то скорость процесса определяется скоростью массопроводности внутри зерна адсорбента. При $Bi_d \leq 0,1$ скорость адсорбции зависит от скорости массоотдачи в газовой или жидкой фазе. В этом случае обычно применяют основное уравнение

$$dM = K_{y,v}(y - y_p)dF, \quad (21.10)$$

в котором принимают $K_{y,v} = \beta_{y,v}$. Коэффициент массотдачи $\beta_{y,v}$ можно определить по следующим уравнениям:

для зернистого адсорбента при ламинарном движении ($Re < 30$)

$$Nu_d = 0,883 Re^{0,47} Pr_d^{0,33}, \quad (21.11)$$

при турбулентном движении ($Re = 30 \dots 150$)

$$Nu_d = 0,53 Re^{0,54} Pr_d^{0,33} \quad (21.12)$$

В этих уравнениях определяющим геометрическим размером в критериях Nu_d и Re является эквивалентный диаметр d_3 . Диффузионный критерий Нуссельта $Nu_d = \beta_{y,v} d_3^2 / D$; критерий Рейнольдса $Re = v_0 d_3 / \nu$; диффузионный критерий Прандтля $Pr_d = \nu / D$; D — коэффициент диффузии в газовой или жидкой фазе; v_0 — фиктивная скорость потока; ν — кинематическая вязкость потока.

21.5. АДСОРБЕРЫ И СХЕМЫ АДСОРБЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Адсорберы по организации процесса делятся на аппараты периодического и непрерывного действия.

Адсорберы периодического действия бывают с неподвижным и псевдооживленным слоем адсорбента. Для очистки растворов в спиртовом и водочном производствах применяют также емкостные адсорберы с механическим перемешиванием.

Вертикальный цилиндрический адсорбер (рис. 21.4) — наиболее распространенная конструкция адсорберов периодического действия. Слой гранулированного адсорбента загружается через верхние люки на колосниковую решетку. Выгрузка адсорбента происходит через нижние люки. Такие адсорберы используют для адсорбционной очистки парогазовых смесей и жидких растворов. Для подачи исходных смесей и острого пара адсорбер снабжен соответствующими штуцерами. Исходная жидкая смесь, как правило, подается снизу вверх через кольцевую трубу. Парогазовая смесь может поступать и сверху вниз. В этом случае при десорбции острый пар подается через кольцевую трубу.

Процесс в представленном адсорбере проходит в четыре стадии: адсорбция, десорбция, сушка, охлаждение адсорбента.

После отработки адсорбента возникает задача регенерации слоя поглотителя. Десорбция адсорбированного вещества из адсорбента является необходимой стадией технологического процесса, которая решает две задачи: извлечение вещества и регенерацию адсорбента.

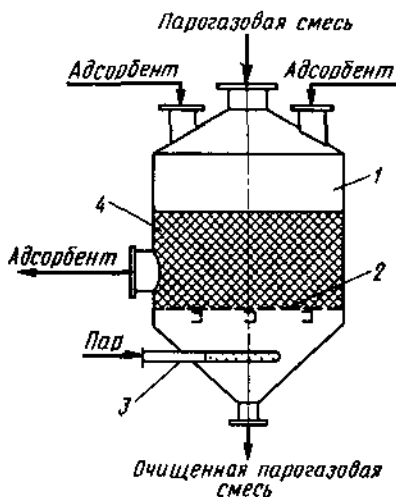


Рис. 21.4. Адсорбер с неподвижным слоем адсорбента:
 1 — корпус; 2 — колосниковая решетка; 3 — кольцевая труба; 4 — адсорбент

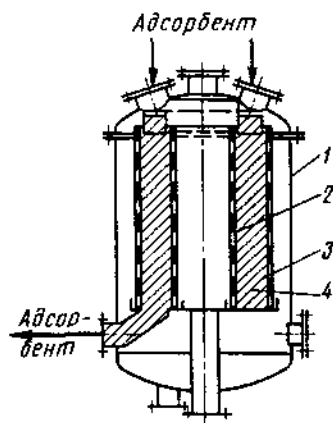


Рис. 21.5. Адсорбер с кольцевым слоем адсорбента:
 1 — корпус; 2, 3 — внутренняя и внешняя цилиндрические решетки; 4 — адсорбент

Основной метод десорбции — вытеснение из адсорбента поглощенных компонентов с помощью веществ (например, насыщенного водяного пара), обладающих лучшей адсорбционной способностью. Для увеличения скорости десорбции процесс часто проводят при повышенных температурах.

Вертикальный адсорбер с неподвижным кольцевым слоем адсорбента (рис. 21.5) предназначен для поглощения компонентов из парогазовой смеси. Адсорбер представляет собой вертикальный корпус, внутри которого между перфорированными сетками расположен слой адсорбента. На стадии адсорбции парогазовая смесь подается в нижнюю часть адсорбера и распределяется по кольцевому сечению адсорбента. Пройдя через слой адсорбента, очищенная парогазовая смесь выходит через центральный патрубок. На стадии десорбции водяной пар подается в адсорбер через центральный патрубок. Смесь паров десорбированного компонента и воды удаляется через нижний боковой штуцер. Для сушки адсорбента подается горячий воздух, а для охлаждения — холодный. После охлаждения адсорбента цикл работы повторяется. Загрузка адсорбента происходит через верхние люки, а выгрузка — через нижнюю точку.

Адсорбер с псевдооживленным слоем (рис. 21.6) заполнен мелкозернистым адсорбентом. Исходная смесь подается снизу под распределительную решетку при скорости, превышающей скорость псевдооживления частиц адсорбента. При этом слой расширяется и переходит в подвижное состояние. Проведение адсорбции в псевдооживленном слое значительно интенсифицирует процесс массообмена и сокращает продолжительность процесса.

Адсорберы реакторного типа с механическим и пневматическим перемешиванием используются для очистки спиртоводочных растворов. Адсорбер представляет собой цилиндрический корпус с эллиптическим днищем. Внутри корпуса вращается лопастная мешалка. Раствор заливается в адсорбер через верхний патрубок, адсорбент загружается через верхний люк. Суспензия сливается из аппарата через нижний патрубок и поступает на фильтр, где разделяется. Активный уголь направляется на регене-

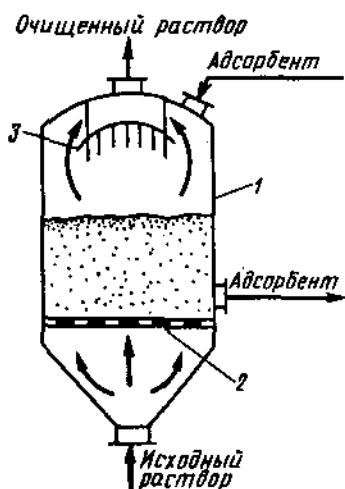


Рис. 21.6. Адсорбер с псевдооживленным слоем:
1 — корпус; 2 — распределительная решетка;
3 — сепаратор

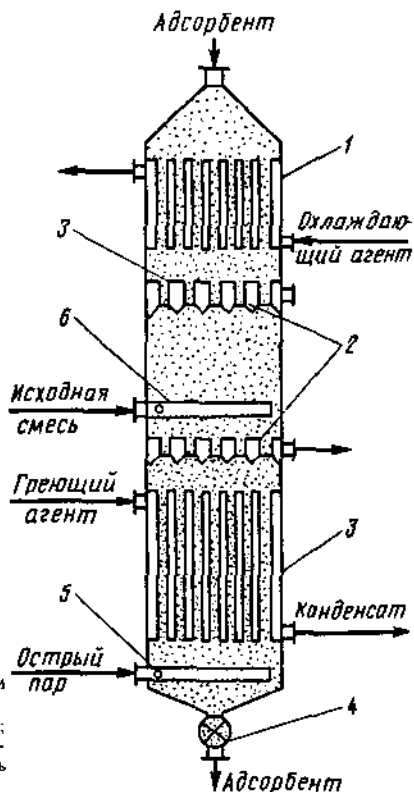


Рис. 21.7. Адсорбер с движущимся слоем адсорбента:
1 — холодильник; 2 — распределительные тарелки;
3 — подогреватели; 4 — шлюзовой затвор; 5 — распределитель острого пара; 6 — распределитель исходной смеси

рации в десорбер. Адсорбционные установки с адсорберами периодического действия состоят из нескольких аппаратов, работающих попеременно. Часть адсорберов работает в стадии адсорбции, в то время как в других происходит регенерация адсорбента.

Адсорберы непрерывного действия бывают с движущимся плотным или псевдооживленным слоем адсорбента.

Адсорберы с движущимся слоем зернистого адсорбента представляют собой полые колонны с перегородками и переливными патрубками и аппараты с транспортирующими приспособлениями (см. главу 20). На рис. 21.7 показан многосекционный колонный адсорбер для очистки парогазовых смесей, состоящий из холодильника, подогревателя и распределительных тарелок.

В первой секции адсорбент охлаждается после регенерации. Эта секция выполнена в виде кожухотрубчатого теплообменника. Охлаждающая жидкость подается в межтрубное пространство теплообменника, а адсорбент проходит по трубам.

Вторая секция представляет собой собственно адсорбер, в котором адсорбент взаимодействует с исходной парогазовой смесью. Из первой секции во вторую адсорбент перетекает через патрубки и распределительные тарелки, обеспечивающие равномерное распределение адсорбента по сечению колонны и служащие затворами, разграничивающими первую и вторую секции. Далее адсорбент поступает в десорбционную секцию, представляющую собой кожухотрубный теплообменник, в которой нагревается и взаимодействует с десорбирующим агентом — острым водяным паром. Регенерированный адсорбент удаляется из адсорбера через шлюзовой затвор.

Адсорберы с псевдооживленным тонкозернистым адсорбентом бывают одноступенчатыми и многоступенчатыми.

Одноступенчатый адсорбер с псевдооживленным слоем показан на рис. 21.8. Он представляет собой цилиндрический вертикальный корпус, внутри которого смонтированы газораспределительная решетка и пылеулавливающее устройство типа циклона. Адсорбент загружается в аппарат сверху через трубу и выводится через трубу снизу. Исходная парогазовая смесь вводится в адсорбер при скорости, превышающей скорость начала псевдооживления, под газораспределительную решетку через нижний патрубок, а выводится через верхний патрубок, пройдя предварительно пылеулавливающее устройство.

Многоступенчатый тарельчатый адсорбер с псевдооживленным слоем показан на рис. 21.9. Он представляет собой колонну, в которой расположены газораспределительные решетки с переливными патрубками, служащими одновременно затворами для газового потока. Адсорбент поступает в верхнюю часть адсорбера и перетекает с верхней тарелки на нижнюю. С нижней тарелки адсорбент через шлюзовой затвор выгружается из адсорбера. Исходная парогазовая смесь поступает в адсорбер снизу и удаляется через верхний патрубок.

Многоступенчатый адсорбер отличается от одноступенчатого

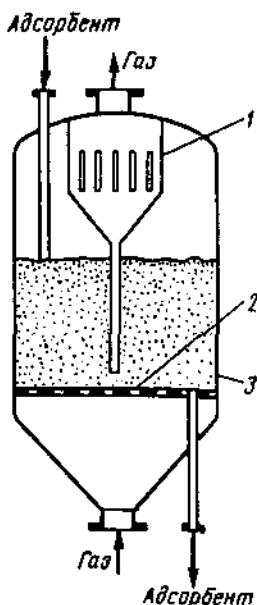


Рис. 21.8. Одноступенчатый адсорбер непрерывного действия с псевдооживленным слоем:

1 — пылеулавливающее устройство; 2 — газораспределительная решетка; 3 — корпус

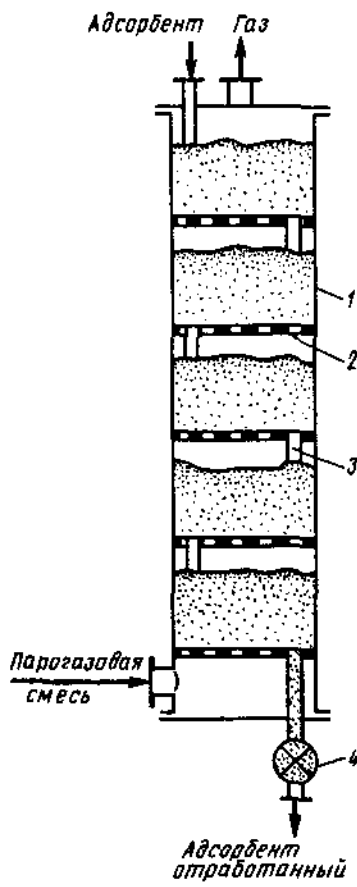


Рис. 21.9. Многоступенчатый адсорбер с псевдооживленным слоем:

1 — корпус; 2 — газораспределительная решетка; 3 — переливной патрубок; 4 — шлюзовой затвор

тем, что работает по схеме, близкой к аппаратам идеального вытеснения, что позволяет проводить процесс адсорбции в противотоке.

Применяют установки с адсорбцией с псевдооживленным слоем и десорбцией в движущемся слое адсорбента.

Установка для очистки сортировки в неподвижном слое активного угля показана на рис. 21.10. Сортировку фильтруют на песочных или керамических фильтрах, а затем осветляют в адсорберах. Масса угля в одном цилиндрическом адсорбере составляет от 250 до 300 кг. Уголь засыпается на распределительную решетку. Сортировку подают в низ адсорбера под распределительную решетку. Скорость подачи сортировок в адсорбер со свежим или регенерированным углем зависит от сорта водки и

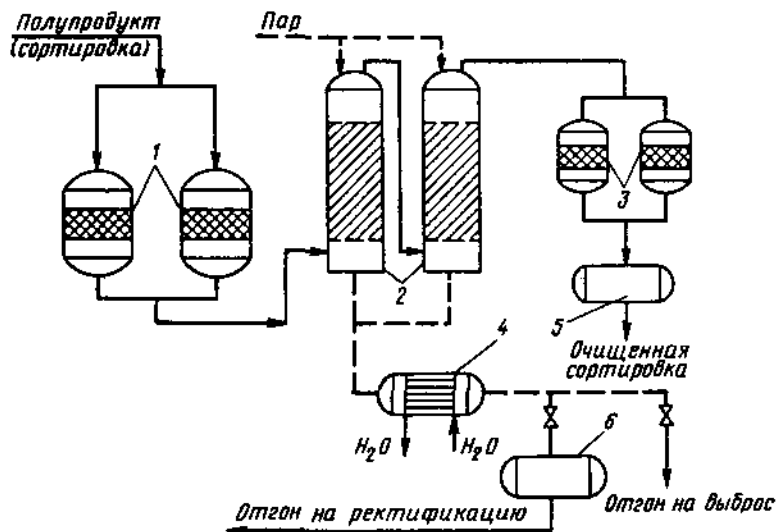


Рис. 21.10. Схема установки для очистки водно-спиртовой смеси в неподвижном слое активного угля:
 1, 3 — фильтры; 2 — адсорберы; 4, 6 — емкости; 5 — холодильник-конденсатор

составляет от 30 до 60 дал/г. Адсорберы переключают на регенерацию 3...4 раза в год. Регенерацию отработанного активного угля проводят в адсорбере при температуре 115 °С, пропуская насыщенный водяной пар через слой угля сверху вниз. При регенерации из одного адсорбера получают от 50 до 60 дал спиртового отгона крепостью 55...60%. Два периодически работающих адсорбера обеспечивают непрерывную работу установки. Продолжительность десорбции составляет 3...4 ч, расход пара — 4 кг на 1 кг угля. После регенерации уголь охлаждают и подсушивают горячим воздухом.

На крупных заводах регенерацию угля проводят во вращающихся печах при температуре 800...850 °С. Потери угля при прокаливании составляют до 20%.

При очистке сортировки в адсорберах реакторного типа с механическим или пневматическим перемешиванием используют гранулированный уголь. Расход угля составляет 2 кг на 1000 дал водки. Адсорбция происходит в течение 30 мин при перемешивании суспензии. После адсорбции суспензия отстаивается, а затем фильтруется на рамных фильтрах и фильтрах-прессах. Интенсификация адсорбционной очистки сортировки достигается при проведении адсорбции в псевдооживленном слое мелкозернистого активного угля. Сорти-

ровку подают под распределительную решетку через кольцевую перфорированную трубу, расположенную в нижней части цилиндрического адсорбера. При определенной скорости слой угля, расположенный на решетке, переходит в псевдоожиженное состояние.

Двухступенчатая установка для адсорбционной очистки сахарного сиропа показана на рис. 21.11. Обесцвечивание сахарных сиропов с помощью мелкозернистого активного (костяного) угля — последняя стадия очистки сахара. Вода и сахар смешиваются в обогреваемом автоклаве, в котором сахар расплавляется и образуется сахарный сироп. Предварительное обесцвечивание сиропа проводится в адсорбере 2, в который поступает частично отработанный уголь со второй ступени очистки. Расход угля составляет 5...10 г на 1 л сиропа. Адсорбция продолжается около 30 мин. Разделение суспензии происходит на фильтре-прессе 3. Отфильтрованный сахарный сироп поступает на вторую ступень адсорбционной очистки. В адсорбер 4 подается свежий уголь. Разделение суспензии происходит, как и на первой стадии, в фильтре-прессе. Уголь либо регенерируют, либо отводят в отвал.

Для очистки сахарных сиропов применяют также установки с гранулированным активным углем. Цилиндрические адсорберы высотой 8...10 м и диаметром 1 м работают при скорости сиропа 1,5...2,5 м/ч. Время пребывания сиропа в слое адсорбента составляет до 6 ч. Продолжительность работы до регенерации до 80 сут. Отработанный уголь выгружают из адсорбера, промывают от неорганических соединений, подсушивают и подвергают термической обработке при 1000...1100 °С в слабоокислительной атмосфере, а затем активируют паром.

Для обесцвечивания сахарных сиропов применяют также адсорберы непрерывного действия с движущимся слоем адсорбента.

Адсорбционная установка для очистки рафинированных и продуктовых сиропов от крася-

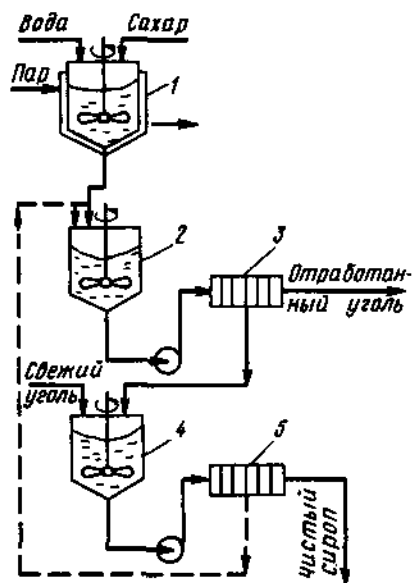


Рис. 21.11. Схема установки для очистки сахарного сиропа:
1 — смеситель; 2, 4 — адсорберы; 3, 5 — фильтр-прессы

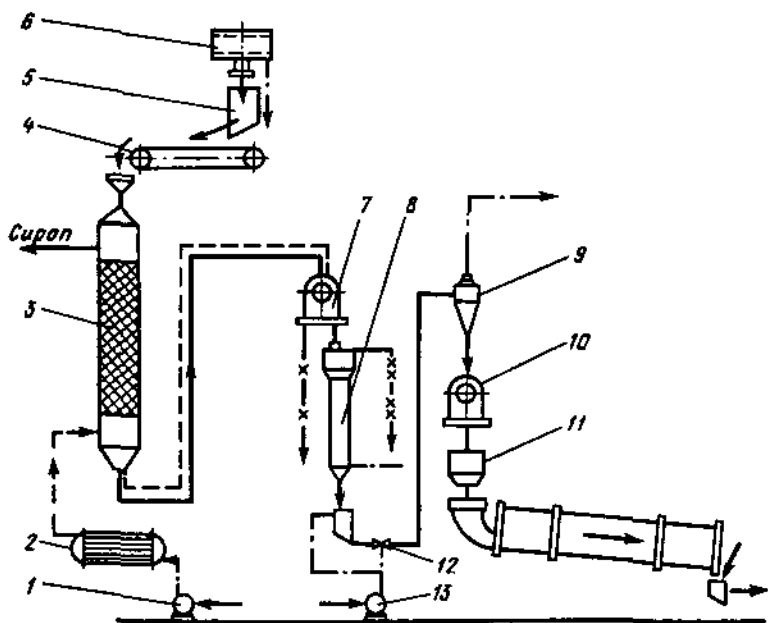


Рис. 21.12. Установка для непрерывной очистки сиропа:
 1, 13 — насосы; 2 — теплообменник; 3 — адсорбер; 4 — конвейер; 5, 11 — бункера; 6 — вибросито;
 7, 10 — вакуум-установки; 8 — колонна; 9 — гидроциклон; 12 — эжектор

щих веществ и растворимых солей показана на рис. 21.12. Рафинадный сироп после фильтра насосом 1 через подогреватель подается в нижнюю часть адсорбера. Уголь, проходя вибросито, поступает в адсорбер, где предварительно смачивается очищенным сиропом. Противотоком подается сироп, который очищается и непрерывно отводится из верхней части колонны. Отработанный активный уголь удаляется из нижней части адсорбера с некоторым количеством сиропа.

Отделение сиропа и сахаросодержащих промыв осуществляется на двух вакуум-установках. В колоннах происходит обессахаривание угля, а промыв из верхней части колонны отводится на клеровку либо в стоки. Далее уголь поступает на следующую вакуум-установку, где от него более полно отделяется сахаросодержащий промыв. Адсорбированные углем вещества отмываются от него во второй колонне.

Уголь, обезвоженный в гидроциклоне и на вакуум-установке 10, поступает в бункер 11 и вибрационным питателем подается в печь для регенерации. Из печи уголь поступает в бункер-охладитель, откуда вновь подается на вибросито.

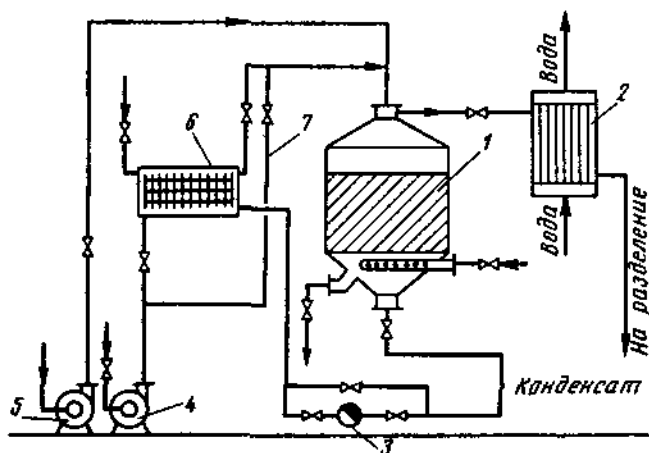


Рис. 21.13. Адсорбционная установка для очистки паровоздушной смеси:
 1 — адсорбер; 2 — холодильник; 3 — конденсатоотводчик; 4, 5 — вентиляторы; 6 — теплообменник;
 7 — обводная линия

Адсорбционная установка для очистки паровоздушной смеси от паров органических веществ приведена на рис. 21.13. Основные аппараты установки — адсорберы, работающие поочередно (на схеме показан один адсорбер). При этом в одних адсорберах происходит адсорбция, в других — десорбция. Паровоздушная смесь перед поступлением в адсорбер проходит фильтр, в котором очищается от пыли. С целью взрывобезопасности установки после фильтра устанавливают огнепреградитель и предохранительную мембрану, разрывающуюся при повышении давления сверх допустимого. Парогазовая смесь подается в адсорбер вентилятором и проходит слой адсорбента сверху вниз.

При десорбции в нижнюю часть адсорбера подается острый пар. Выходящие из адсорбера пары конденсируются, а конденсат направляется на разделение на сепараторах или ректификацией. Для сушки адсорбента в адсорбер подается воздух, который нагревается в теплообменнике. Для охлаждения адсорбента холодный воздух подается вентилятором 4 по обводной трубе.

При наличии в установке нескольких адсорберов установка работает непрерывно.

21.6. РАСЧЕТ АДсорБЕРОВ

Расчет адсорберов периодического действия заключается в определении высоты слоя адсорбента. Количество адсорбента для поглощения адсорбтива из исходной смеси с начальной концентрацией y_n до конечной y_k можно определить из материального баланса

$$G(y_n - y_k) = V_a(x_k - x_n), \quad (21.13)$$

где G и V_a — масса газовой (жидкой) смеси и адсорбента, кг; x_n , x_k — концентрации адсорбтива и адсорбента, г/кг.

Принимая, что $x=0$, а $x_k \rightarrow x_p$, получим

$$V_a = G \frac{y_n - y_k}{x_k},$$

или, если требуется определить конечное содержание адсорбтива в смеси,

$$y_k = -(V_a/G)x_k + y_n.$$

Последнее уравнение представляет собой прямую с тангенсом угла наклона, равным $\operatorname{tg} \alpha = -V_a/G$ в координатах $y-x$.

Диаметр адсорбера определяется в зависимости от расхода V (в $\text{м}^3/\text{с}$) парогазовой смеси или раствора через слой адсорбента и скорости потока v_0 по формуле

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785v_0}}, \quad (21.14)$$

Высота слоя адсорбента $H = V_a / (0,785D^2 \rho_n)$, где ρ_n — насыпная плотность адсорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Продолжительность адсорбции

$$\tau = \frac{V_a(x_k - x_n)}{v_0 \cdot 0,785D^2 \rho(y_n - y_k)},$$

где ρ — плотность парогазовой смеси или раствора, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Высоту слоя адсорбента также можно найти на основании экспериментального определения времени защитного действия слоя или приняв его, исходя из технологических требований, по уравнению (21.6) $h = u(\tau - \tau_0)$.

Скорость перемещения фронта адсорбции определяется выражением (21.7).

Потерю времени защитного действия слоя τ_0 можно прибли-

женно определить по уравнению

$$\tau_0 = 0,5h_0/u, \quad (21.15)$$

где h_0 — высота слоя адсорбента, определяемая выражением (21.8).

Исходя из высоты слоя адсорбента и конструктивных соображений, определяют высоту адсорбера.

При расчете непрерывнодействующих адсорберов определяют высоту колонны, рабочий объем, диаметр и число тарелок.

Высоту адсорбера определяют по основному уравнению массо-передачи, которое записывается так:

$$V_a dx = K_y F \Delta y_{cp} d\tau = K_y V_a \sigma \Delta y_{cp} d\tau,$$

где V_a — масса адсорбента в адсорбере, кг; σ — удельная площадь поверхности адсорбента в условиях проведения процесса, м²/кг.

Тогда

$$dx/d\tau = K_y \sigma \Delta y_{cp}. \quad (21.16)$$

Запишем материальный баланс процесса за промежуток $d\tau$. За это время в адсорбер поступает dL количества адсорбента и такое же количество отводится. При этом концентрация x изменяется на dx за счет поступления свежего адсорбента:

$$V_a(x_k - dx) = (V_a - dL)x_k + x_n dL, \quad (21.17)$$

где x_k — концентрация адсорбтива в адсорбенте, находящемся в адсорбере; L — расход адсорбента; x_n — концентрация адсорбтива в поступающем в адсорбер адсорбенте.

Из уравнения (21.17) получим

$$V_a dx = (x_k - x_n) dL, \quad (21.18)$$

где $dL \approx L d\tau$.

Отсюда

$$dx/d\tau = (L/V_a)(x_k - x_n). \quad (21.19)$$

При $x_n = 0$

$$dx/d\tau = L/(V_a x_k). \quad (21.20)$$

Сравнивая уравнения (21.16) и (21.20), получим

$$K_y \sigma \Delta y_{\text{cp}} = L / (V_a x_k).$$

Отсюда рабочий объем адсорбера

$$V_a = L \frac{x_k}{\Delta y_{\text{cp}}} \frac{1}{K_y \sigma}. \quad (21.21)$$

Время пребывания адсорбента в адсорбере с учетом, что $\tau = V_a / L$,

$$\tau = \frac{1}{K_y \sigma} \frac{x_k}{\Delta y_{\text{cp}}}, \quad (21.22)$$

где $\Delta y_{\text{cp}} = \frac{y - y_x}{\ln \frac{y - y_n}{y - y_p}}$; y_n, y_x — начальная и конечная концентрации адсорбтива в газовой

$$\int_{y_n}^{y_x} \frac{dy}{y - y_p}$$

смеси; y_p — равновесная концентрация.

Диаметр адсорбера определяется по уравнению (21.14). Высота адсорбента в адсорбере

$$H = \frac{V_a}{0,785 D^2 Q_n}. \quad (21.23)$$

Число тарелок в тарельчатых адсорберах с псевдоожиженным слоем

$$n = H / h_\tau, \quad (21.24)$$

где h_τ — высота слоя адсорбента на тарелке (h_τ можно принимать равной 50 мм).

21.7. ИОНООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Ионообменные процессы широко применяют для водоподготовки: умягчения и обессоливания воды, очистки растворов, разделения смеси веществ и т. д. В сахарной промышленности иониты используют для очистки соков и сиропов. С помощью ионитов представляется возможным удалить из сахарных растворов почти все несакхаристые вещества. В виноделии иониты используют для удаления ионов железа и кальция, улучшения качества вин, в молочной промышленности — для очистки молока от ионов кальция и других металлов, в жировом производстве — для очистки растительного масла. Ионообменные процессы способны по технико-экономическим показателям конкурировать с процессами экстракции, ректификации и др.

Ионообменные процессы отличаются от адсорбционных тем, что происходит обмен ионами между ионитами и раствором. При этом ионы из растворов перемещаются к поверхности ионита, а ионы с поверхности ионита переходят в раствор.

В качестве ионитов используют твердые, практически нерастворимые в воде и органических растворителях природные или синтетические материалы. Иониты представляют собой мелкозернистые гранулированные частицы шарообразной формы. Ионообменные свойства ионитов характеризуются емкостью обмена, которая выражается числом миллиграмм-эквивалентов ионов, обмениваемых с 1 г ионита.

Ионообменная технология получила широкое распространение после разработки синтетических ионитов, отличающихся большой обменной емкостью, механической прочностью, нерастворимостью в воде и агрессивных растворителях, способностью к регенерированию.

Иониты различаются по химическому составу и структуре. Однако все иониты построены по одному принципу: имеют матрицу, несущую избыточный заряд, и противоионы. Матрица ионообменных смол состоит из полимерной пространственной сетки гидрофобных углеводородных цепей. Строение матрицы обуславливает способность ионообменных смол набухать в воде и растворителях.

В матрице расположены функционально активные группы, придающие смоле ионообменные свойства. От характера активных групп зависят знаки зарядов матрицы ионита и подвижных ионов.

По знаку заряда обменивающихся проионов иониты подразделяют на катиониты и аниониты.

Катиониты имеют кислотный характер и обладают способностью обменивать положительно заряженные ионы. Катиониты содержат сульфогруппы — SO_3^+ , карбоксильные группы — HCOO^- , фосфоновые группы — PO_3H^{2-} , несущие отрицательный заряд.

Аниониты содержат амидогруппы — NH_3^+ , аминогруппы — NH_2^+ , несущие положительный заряд.

Иониты должны обладать механической прочностью, не растворяться в обрабатываемом продукте, не загрязнять его.

К ионитам, применяемым для очистки сахарных растворов, предъявляются помимо указанных следующие требования: они должны быть устойчивы в кислой и щелочной средах, не растворяться в воде и сахарных растворах, иметь размер и форму, обеспечивающую невысокое гидравлическое сопротивление прохождению раствора через слой.

Специфическая особенность ионитов состоит в том, что в физико-химическом отношении все они представляют собой слож-

ные системы, в которых одновременно происходит множество различных взаимодействий. Поэтому в теории ионного обмена рассматриваются равновесные свойства ионитов, как правило, без учета природы и специфики реализующихся в них взаимодействий.

Соотношения для описания равновесных свойств ионитов, характеризующих ионообменный процесс, получают методами термодинамики. При этом выделяют общие для всех ионитов признаки:

система ионит — раствор является двухфазной гетерогенной системой;

фаза ионита содержит один или несколько фиксированных ионов, несущих положительный или отрицательный заряд (заряды);

ионы не могут пересекать границу раздела ионит — раствор;

фаза ионита содержит противоионы, которые могут пересекать границу раздела ионит — раствор;

в фазе ионита могут находиться и другие виды частиц, присутствующие в равновесном растворе, например молекулы растворителя.

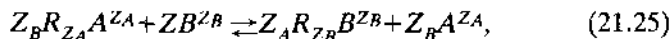
Условие устойчивого равновесия гетерогенной двухфазной системы ионит — раствор при $p, T = \text{const}$ выражается уравнением

$$dG + d\bar{G} = 0,$$

где G и \bar{G} — энергии Гиббса раствора и ионита; выражаются через химические потенциалы веществ, присутствующих в фазах ионита и раствора.

Равновесие в системе ионит — раствор характеризуется коэффициентом равновесия. Величина коэффициента равновесия зависит от внешних факторов: концентрации равновесного раствора, температуры и давления.

Процесс ионного обмена в общем случае описывается простым уравнением химической реакции двойного обмена



где $Z_i (i=A, B)$ — заряд обменивающегося иона i -го компонента.

В действительности этот процесс является сложным, многостадийным процессом, протекающим в гетерогенной системе твердое тело — жидкость.

Рассмотрим **равновесие при ионном обмене**. Изотерма равновесия позволяет судить о равновесной обменной емкости ионита и его избирательности. Равновесные соотношения при ионном обмене, как и при адсорбции, описываются уравнениями Лэнгмюра или Фрейндлиха. Изотермой равновесия пользуются для определения движущей силы процесса. На равновесие оказывает влияние при-

рода поглощаемых ионов и ионита, температура, рН раствора электролита.

Ионообменный процесс состоит последовательно из следующих стадий: диффузии сорбируемого иона через пограничный слой поверхности ионита; диффузии иона внутри ионита; химической реакции обмена ионов в частице ионита; диффузии десорбированного иона в ионите; диффузии десорбированного иона через пограничный слой жидкости в ядро жидкой фазы.

Представленная схема позволяет выделить лимитирующую стадию ионообменного процесса и значительно упростить его математическое описание.

В общем случае **кинетика ионного обмена** описывается следующей системой уравнений:

$$\frac{\partial C_i}{\partial \tau} = \text{div} \left[k_i \left(1 + \frac{d \ln \gamma_i}{d \ln C_i} \right) \left(\text{grad} C_i + \frac{Z_i C_i F}{RT} \text{grad} \varphi \right) \right]; \quad (21.26)$$

$$\text{div}(\text{grad} \varphi) = -4\pi e_{\text{эл}} / \epsilon_{\text{эл}}, \quad (21.27)$$

где C_i — текущая концентрация i -го компонента в данной фазе в шкале молярностей; τ — время; k_i — коэффициент диффузии (массопроводности) компонента в данной фазе; γ_i — коэффициент активности; Z_i — заряд обменивающегося иона; F — постоянная Фарадея; φ — электростатический потенциал; $e_{\text{эл}}$ — плотность электрических зарядов; $\epsilon_{\text{эл}}$ — диэлектрическая постоянная среды.

Для оценки самой медленной из перечисленных выше стадий процесса используют критерий Био ($Bi = \beta r_0 / D$), в котором β — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе; r_0 — радиус частиц ионита; D (или k) — коэффициент диффузии (массопроводности) в твердой фазе, по значениям которых можно судить о преимущественном влиянии той или иной стадии процесса на его общую скорость.

Так, при $Bi \leq 0,1$ скорость процесса лимитируется внешней диффузией, т. е. мал β и велик k ; при $Bi \geq 30$ определяющей стадией процесса является внутренняя диффузия (велик β и мал k). При промежуточных значениях Bi процесс носит смешанно-диффузионный характер.

Для расчета коэффициента массоотдачи можно рекомендовать уравнение

$$\beta = 1,85 \frac{v}{\epsilon} \left(\frac{\epsilon}{1-\epsilon} \right)^{0,33} \text{Re}_m^{-0,66} \text{Pr}^{-0,66}, \quad (21.28)$$

справедливое при $10 < \text{Re} < 100$.

В этом уравнении v — скорость жидкой фазы: $\text{Re}_m = \frac{v d_0 \rho_{\text{ж}}}{(1-\epsilon)\mu}$

модифицированный критерий Рейнольдса; d_0 — диаметр зерна ионита; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкой фазы; ϵ — порозность; μ — динамическая вязкость; Pr — критерий Прандтля.

Ионообменные аппараты рассчитывают на основе теории массообменных процессов (см. главу 13). При расчете ионообменных аппаратов используют понятия «теоретическая ступень изменения концентраций» и «число единиц переноса».

Задача расчета заключается в определении высоты аппарата и его диаметра.

Высоту аппарата находят на основании расчета высоты эквивалентной теоретической тарелки (ВЭТТ) или высоты единицы переноса (ВЕП). Влияние основных параметров процесса описывается, как правило, с помощью критериальных уравнений, включающих усредненные во времени коэффициент массоотдачи и движущую силу процесса. Для расчета необходимо также знать вид равновесной и рабочей линий процесса.

Наибольшее распространение в промышленности получили ионообменные аппараты периодического действия с неподвижным слоем ионита. На рис. 21.14 показан цилиндрический аппарат, внутри которого на опорной решетке расположен стационарный слой мелкозернистого ионита. Для равномерного распределения раствора, воды и регенерирующего раствора по поперечному слою ионита в аппарате имеются распределительные устройства.

Работа ионообменников, как и адсорберов, складывается из нескольких стадий: собственно ионообмена, промывки слоя ионита от механических примесей, регенерации ионита специальным раствором и промывки от регенерирующего раствора. На стадии ионообмена исходный раствор подается сверху через распределительное устройство и удаляется из аппарата снизу. Промывка ионита производится подготовленной водой противотоком. Вода подается под давлением снизу через распределительное устройство, а удаляется сверху. Регенерирующий раствор поступает в аппарат через распределительное устройство 3 и выводится через устройство 6. Для регенерации ионитов используются растворы солей, кислот и щелочей.

После регенерации иониты промываются от регенерирующего раствора обессоленной водой. После промывки цикл работы повторяется.

Технологическая схема установки для очистки сахарных сиропов (рис. 21.15) состоит из двух вертикальных ионообменных аппаратов, установленных последовательно, в которые загружен анионит АВ-16Г. Высота слоя анионита составляет 2,5 м.

Работа ионообменных аппаратов состоит из последовательных операций: фильтрования сиропа сверху вниз через слой ионита (рабочий цикл); вытеснения сиропа из слоя ионита конденсатом по окончании цикла фильтрования (высолаживание); интенсивной

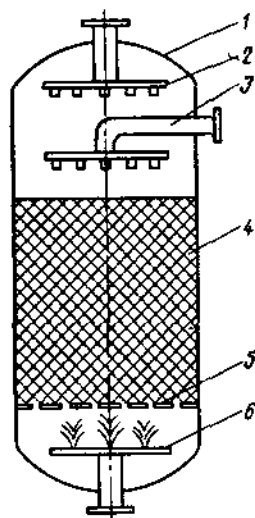


Рис. 21.14. Ионообменник со стационарным слоем ионита:
1 — корпус; 2, 3, 6 — распределительные устройства; 4 — слой ионита; 5 — опорная решетка

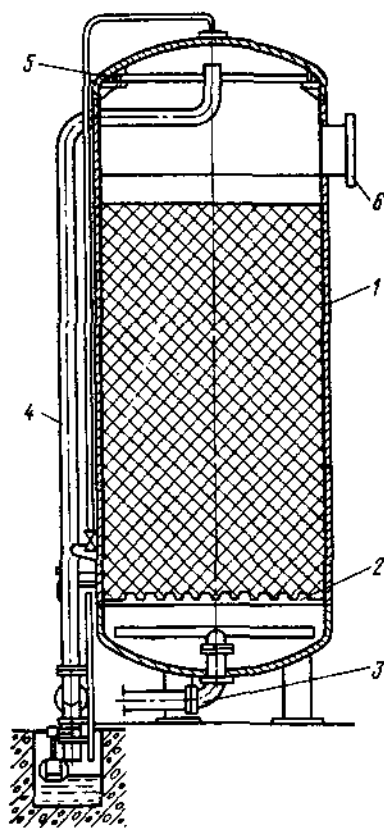


Рис. 21.15. Ионообменный аппарат для очистки сахарных сиропов:
1 — корпус; 2 — туннельный колпачок; 3 — труба для отвода промывной жидкости; 4 — труба для подачи регенерирующих растворов; 5 — радиальная труба; 6 — люк

промывки (взрыхления) ионита в аппарате потоком воды снизу вверх; регенерации ионита путем прохождения через ионит сверху вниз регенерирующих растворов (NaOH , NH_4OH); промывки ионита водой сверху вниз с целью вытеснения остатков регенерирующих растворов.

Общий расход ионитов для обесцвечивания рафинадных и продуктовых сиропов составляет 0,015% к массе рафинада.

Ионообменные установки непрерывного действия представляют собой ряд ионообменных колонн, работающих последовательно. Работа колонн организована таким образом, что ионообменная очистка раствора происходит непрерывно в периодически работающих колоннах. Если в одной колонне происходит ионообменная очистка, то в других — промывка и регенерация ионитов. Непрерывная работа установки достигается программным переключением колонн с одной стадии на другую.

Работа ионообменных установок может быть интенсифицирована применением движущегося или псевдооживленного слоя ионита, что способствует увеличению активной поверхности ионита и, следовательно, скорости процесса. Непрерывные ионообменные процессы проводятся в тарельчатых аппаратах типа, изображенного на рис. 21.9. В таких ионообменниках исходный раствор движется снизу вверх со скоростью, превышающей скорость начала псевдооживления. Псевдооживленный ионит перетекает по переливным патрубкам с вышележащих тарелок на нижележащие и с последней тарелки направляется на промывку и регенерацию в другие аппараты.

Контрольные вопросы и задания. 1. В чем сущность процесса адсорбции? 2. Какими механизмами взаимодействия между молекулами адсорбтива и адсорбента сопровождается адсорбция? 3. Какие адсорбенты применяют в пищевой промышленности? Назовите области их применения. 4. Какими свойствами должны обладать адсорбенты? 5. От каких факторов зависит равновесие при адсорбции? 6. Какими величинами определяется время защитного действия? 7. Как определяется и от чего зависит высота слоя адсорбента? 8. Какой параметр служит для разграничения внешне- и внутридиффузионной областей адсорбции? 9. Какие конструкции адсорберов применяют для очистки газовых выбросов? 10. Какие конструкции адсорберов применяют для очистки растворов в пищевой промышленности? 11. Какие схемы адсорбционных установок применяют для очистки растворов и газовых выбросов? 12. В чем заключается расчет адсорберов периодического и непрерывного действия? 13. В чем принципиальная разница механизма ионного обмена и адсорбции?

Задача 21.1. Определить высоту слоя активного угля и диаметр адсорбера для поглощения паров бензина из паровоздушной смеси, если расход смеси равен $3000 \text{ м}^3/\text{ч}$, начальная концентрация бензина $y_n = 0,02 \text{ кг/м}^3$, скорость паровоздушной смеси, отнесенной к полному сечению адсорбера, $v_0 = 0,2 \text{ м/с}$. Динамическая емкость угля по бензину $x_s = 0,08 \text{ кг/кг}$, начальная концентрация $x_n = 0,006 \text{ кг/кг}$, насыпная плотность угля $\rho_n = 600 \text{ кг/м}^3$. Продолжительность адсорбции $1,5 \text{ ч}$.

Количество адсорбента для адсорбции бензина

$$V_n = G \tau \frac{y_n}{x_s - x_n} = 3000 \frac{1,5 \cdot 0,02}{0,08 - 0,006} = 1216 \text{ кг.}$$

$$\text{Диаметр адсорбера } D = \sqrt{\frac{3000}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,2}} = 2,3 \text{ м.}$$

$$\text{Высота слоя адсорбента } H = \frac{1216}{600 \cdot 0,785 \cdot 2,3^2} = 0,487 \text{ м.}$$

Задача 21.2. Определить коэффициент массоотдачи и продолжительность адсорбции смеси паров этилового спирта (70%) и диэтилового эфира (30%) слоем активного угля высотой $H = 1,2 \text{ м}$, если начальная концентрация смеси $y_n = 0,07 \text{ кг/м}^3$, средняя концентрация смеси на выходе из слоя угля $y_s = 0,0001 \text{ кг/м}^3$. Скорость парогазовой смеси $v_0 = 0,25 \text{ м/с}$, диаметр частиц угля $d_p = 0,005 \text{ м}$, насыпная плотность $\rho_n = 600 \text{ кг/м}^3$. Процесс проводится при атмосферном давлении и 20°C .

Коэффициент массоотдачи определим по формуле

$$\beta_y = 1,6 \frac{D_0^{0,54}}{v^{0,54} d^{1,46}}$$

где D — коэффициент диффузии адсорбтива в газе при температуре процесса, $\text{м}^2/\text{с}$;
 v — кинематический коэффициент вязкости парогазовой смеси, $\text{м}^2/\text{с}$.

Коэффициент диффузии эфира в воздухе при 0°C $D'_0 = 0,0778 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$.

Коэффициент диффузии этилового спирта в воздухе при 0°C $D''_0 = 0,1019 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$.

Для расчета принимаем меньший коэффициент диффузии и пересчитываем его на температуру 20°C : $D = D'_0 (P_0/P) (T/T_0)^{3,2} = 0,0778 \cdot 10^{-4} (293/273)^{3,2} = 0,0866 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$.

Кинематическая вязкость воздуха $v = 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$.

Коэффициент массоотдачи

$$\beta_y = 1,6 \frac{0,0866 \cdot 10^{-4} \cdot 0,25^{0,54}}{(0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} \cdot 0,005^{1,46}} = 6,05 \text{ с}^{-1}$$

По изотерме адсорбции (рис. 21.16) определяется начальная равновесная концентрация парогазовой смеси в адсорбенте.

Давление, соответствующее $y_n = 0,07 \text{ кг/м}^3$, определим по уравнению

$$P_0 = y_n RT = 0,07 \frac{848}{65,6} \cdot 293 \frac{760}{10 \cdot 330} = 19,44 \text{ мм рт. ст.},$$

где 65,6 — молекулярная масса смеси ($M_{\text{см}} = 0,3 \cdot 46 + 0,7 \cdot 74 = 65,6$). Тогда $x_{n,p} = 100 \text{ кг/м}^3$.

Для определения продолжительности адсорбции при $x_{n,p} = 100 \text{ кг/м}^3$ используется формула

$$\tau = \frac{x_{n,p}}{v y_n} \left[H - \frac{v}{\beta_y} \left(\ln \frac{y_n}{y_n} - 1 \right) \right] = \frac{100}{0,25 \cdot 0,07} \left[1,2 - \frac{0,25}{6,05} \left(\ln \frac{0,07}{0,0001} - 1 \right) \right] =$$

$$\approx 5548 \text{ с.}$$

Задача 21.3. Определить скорость движения угля и высоту слоя активного угля в адсорбере непрерывного действия диаметром $D = 0,3 \text{ м}$, если через адсорбер проходит парогазовая смесь, объемный расход которой $V = 120 \text{ м}^3/\text{ч}$. Активный уголь поступает в адсорбер с концентрацией адсорбируемого компонента в выходящем из адсорбера адсорбенте $x_n = 25 \text{ кг/м}^3$. Концентрации адсорбируемого компонента в парогазовой смеси составляют $y_n = 0,1 \text{ кг/м}^3$, $y_x = 0,005 \text{ кг/м}^3$. Коэффициент массоотдачи принять из предыдущей задачи $\beta_y = 6,05 \text{ с}^{-1}$.

Изотерма адсорбции приведена на рис. 21.16.

Скорость движения активного угля определяется по формуле (21.7) $u = 1/K = = y_n v_0 x_{n,p}$, где $x_{n,p}$ — равновесная с концентрацией y_n сорбционная емкость адсорбента, равная $x_{n,p} = 35 \text{ кг/м}^3$ (определяется по изотерме адсорбции).

Линейная скорость парогазовой смеси

$$v_0 = \frac{V}{3600 \cdot 0,785 D^2} \approx \frac{120}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,3^2} = 0,47 \text{ м/с.}$$

Подставив найденные значения, определим скорость движения угля $u = 0,1 \times \times 0,47/35 = 0,00134 \text{ м/с}$.

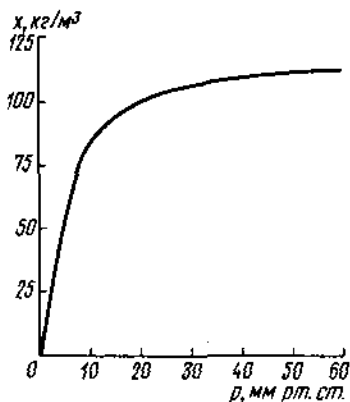


Рис. 21.16. Изотерма адсорбции смеси этиловый спирт (70%) — диэтиловый эфир (30%) при 20 °С

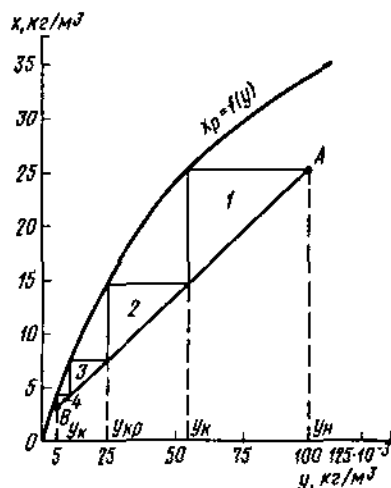


Рис. 21.17. Определение числа ступеней изменения концентрации

Для определения высоты слоя адсорбента построим рабочую линию адсорбции AB на рис. 21.17 с координатами точек A $y_A=0,1$ кг/м³; $x_A=25$ кг/м³ и B $y_B=0,005$ кг/м³; $x_B=3$ кг/м³.

Строим ступени изменения концентрации между рабочей и равновесной линиями. Получим четыре ступени.

Для каждой ступени определяем число единиц переноса n_i по упрощенной формуле $n_i=2(y_n - y_k)/(y_n - y_{k,p})$: $n_1=2(0,1-0,055)/(0,1-0,025)=1,198$; $n_2=2(0,055-0,025)/(0,055-0,01)=1,33$; $n_3=2(0,025-0,01)/(0,025-0,05)=1,5$; $n_4=2(0,01-0,005)/(0,01-0,003)=1,42$.

Высоту слоя активного угля находим по модифицированному уравнению массопередачи

$$H = \frac{v}{S\beta_y} \sum_1^v n_i = \frac{v}{\beta_y} \sum_1^v n_i = \frac{0,47}{6,05} (1,198+1,33+1,5+1,42) = 0,0776 \cdot 5,448 = 0,423 \text{ м.}$$

Глава 22

СУШКА

22.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

В производстве многих пищевых продуктов сушка, как правило, является обязательной операцией и представляет собой достаточно энергоемкую технологическую стадию процесса. От аппаратурно-

технологического оформления и режима сушки зависит в большой степени качество продукта.

Сушке может предшествовать удаление влаги из материалов другими методами, например отжимом на прессах, центрифугированием. Однако механическим способом может быть удалена только часть свободной влаги.

Сушкой называют процесс удаления влаги из твердых влажных, пастообразных или жидких материалов (суспензий) путем ее испарения и отвода образовавшихся паров. Это сложный теплообменный процесс. Скорость его во многих случаях определяется скоростью внутридиффузионного переноса влаги в твердом теле.

Сушке подвергают пищевые материалы, находящиеся в различном агрегатном состоянии, а именно: гранулированные, формованные и зернистые материалы; пастообразные материалы; растворы и суспензии.

Выбор метода сушки и типа сушилки осуществляется на основе комплексного анализа свойств пищевых материалов как объектов сушки.

Наиболее важными отличительными свойствами пищевых материалов, которые следует учитывать при выборе метода сушки, являются низкая термостойкость, склонность к окислению и деструкции; склонность к короблению и потере товарного вида; неоднородность материала по начальному содержанию воды; наличие активных биохимических и химически активных веществ и ряд других особенностей.

Основными путями интенсификации процессов сушки и повышения экономичности работы сушилок являются:

проведение процессов в условиях эффективной гидродинамической обстановки, что позволяет значительно увеличить коэффициенты теплоотдачи;

применение комбинированных способов подвода теплоты, что позволяет наиболее рационально нагревать материал до температуры сушки;

создание комбинированных сушильных агрегатов (например, первая ступень — сушка в разбавленном псевдоожигенном слое, вторая — сушка в псевдоожигающем слое, распылительная сушка в сочетании с сушкой в псевдоожигенном слое и др.);

создание сушильных агрегатов с замкнутым циклом теплоносителя.

По способу подвода теплоты к высушиваемому материалу различают следующие методы сушки:

конвективная, или воздушная, сушка — подвод теплоты осуществляется при непосредственном контакте сушильного агента с высушиваемым материалом;

контактная сушка — путем передачи теплоты от теплоносителя

(например, насыщенного водяного пара) к материалу через разделяющую их стенку;

радиационная сушка — путем передачи теплоты инфракрасными излучателями;

диэлектрическая сушка (СВЧ-сушка) — путем нагревания материала в поле токов высокой частоты;

сублимационная сушка — сушка в глубоком вакууме в замороженном состоянии.

Требования, предъявляемые к выбору рационального метода сушки и типа сушилки, заключаются в достижении наивыгоднейших технико-экономических показателей работы сушилки при получении продукта с заданными свойствами, обеспечении надежности работы, снижении или исключении газовых выбросов в атмосферу.

Метод сушки и тип сушилки для конкретного материала выбирают на основании анализа материала как объекта сушки. Для этого исследуют структуру высушиваемого материала, тепловые и сорбционно-десорбционные характеристики, на основании которых определяют формы связи влаги с материалом, а также адгезионно-когезионные свойства материала.

22.2. СТАТИКА СУШКИ

Каждый твердый влажный материал способен поглощать влагу из окружающей среды или отдавать ее окружающей среде. Окружающая влажный материал среда может содержать либо только водяной пар, либо смесь водяного пара с газами. Обозначим парциальное давление водяного пара в смеси с воздухом через p_n . Влаге, содержащейся во влажном материале, соответствует определенное давление водяного пара p_m , называемое давлением водяного пара во влажном материале.

При контакте материала с влажным воздухом возможны три состояния системы:

1) давление водяного пара во влажном высушиваемом материале p_m больше, чем его парциальное давление в окружающем материал воздухе или газе, т. е. $p_m > p_n$. В этом случае происходит процесс десорбции влаги из материалов в окружающую среду, т. е. процесс сушки. Давление водяного пара в высушиваемом материале p_m зависит от влажности материала, температуры и характера связи влаги с материалом;

2) парциальное давление пара в окружающей среде больше, чем его давление во влажном материале, т. е. $p_n > p_m$. В этом случае происходит сорбция влаги материалом, т. е. процесс увлажнения материала;

3) давления водяного пара во влажном материале и в окружающей среде равны, т. е. $p_m = p_n$. В этом случае наступит динамическое равновесие. Влажность материала, при которой наступает дина-

мическое равновесие, называется равновесной влажностью W_p . Равновесная влажность зависит от парциального давления водяного пара p_n или пропорциональной ему относительной влажности воздуха φ . Зависимость равновесной влажности от φ при $t = \text{const}$ называется изотермой сорбции и устанавливается экспериментальным путем.

Состояние динамического равновесия является предельным в процессах сушки и увлажнения. При сушке давление пара у поверхности материала, уменьшаясь, стремится к равновесному. При увлажнении; наоборот, давление паров у поверхности, увеличиваясь, стремится к равновесию.

Различают свободную и связанную влагу в материале.

Под свободной влагой понимают влагу, скорость испарения которой из материала равна скорости испарения воды со свободной поверхности ($p_m = p_n$). Скорость испарения связанной влаги из материала всегда меньше скорости испарения воды со свободной поверхности. При этом $p_m < p_n$, где p_n — давление насыщенного водяного пара.

Для характеристики содержания влаги в материале используются понятия: влажность материала w , выраженная в процентах, и влагосодержание x , которое представляет собой содержание влаги в килограммах на 1 кг материала.

Влажность материала может быть рассчитана по отношению к его общему количеству или по отношению к количеству находящегося в нем абсолютно сухого вещества.

22.3. ФОРМЫ СВЯЗИ ВЛАГИ С МАТЕРИАЛОМ

Связанная влага по классификации акад. П. А. Ребиндера, в основу которой положена энергия связи, может существовать в следующих формах:

химически связанная влага, образующаяся в результате химической реакции;

физико-химически связанная влага, образующаяся при адсорбции молекул газа через полунепроницаемую оболочку;

физико-механически связанная влага, возникающая при поглощении паров микрокапиллярами ($r < 10^{-7}$), макрокапиллярами ($r > 10^{-7}$), а также при образовании геля.

Наиболее легко удаляется поверхностная влага и наиболее трудно — химически связанная влага.

Химически связанная влага представляет собой воду гидроксида, вошедшую в результате реакции гидратации в состав гидроксидов и соединений типа кристаллогидратов. Эту влагу можно удалить в результате прокаливании.

Формы физико-химической связи разнообразны.

Адсорбционно связанная влага удерживается у поверхности раздела коллоидных частиц с окружающей средой. Обладая значительной поверхностью, коллоидные структуры имеют большую адсорбционную способность. Адсорбционная влага удерживается молекулярным силовым полем. Адсорбция влаги сопровождается выделением теплоты, которая называется теплотой гидратации.

Осмотически связанная влага, или влага набухания, находится внутри скелета материала и удерживается осмотическими силами.

Капиллярно-связанная влага находится внутри макро- и микрокапилляров. Эта влага механически связана с материалом и относительно легко удаляется. Давление пара над поверхностью материала тем меньше, чем прочнее связь между водой и материалом. Наиболее прочна эта связь у гигроскопичных веществ.

Для характеристики различных видов связи влаги с материалом используются изотермы сорбции — десорбции.

На рис. 22.1 приведены изотермы сорбции и десорбции крахмала. Кривая десорбции (изотерма десорбции) получена при удалении влаги из влажного крахмала, т. е. при его сушке. Кривая сорбции получена при увлажнении крахмала и называется изотермой сорбции. Фигура, образованная кривыми сорбции и десорбции, называется петлей гистерезиса. Явление гистерезиса указывает на то, что для достижения одной и той же равновесной влажности величина φ при сорбции влаги материалом должна быть выше, чем при сушке. Это можно объяснить наличием воздуха в капиллярах высушиваемого материала.

Сорбционно-десорбционные характеристики пищевых материалов позволяют выбрать наиболее благоприятные условия их хранения, а именно: относительную влажность воздуха и его температуру.

Значение сорбционно-десорбционных и массопроводных свойств упаковочных материалов позволяет для каждого пищевого продукта подобрать соответствующий упаковочный материал, обеспечивающий необходимый срок хранения продукта.

Анализ изотермы сорбции позволяет установить формы связи влаги с материалом. На рис. 22.2 представлена изотерма сорбции влаги хлебным сахаром. Пусть начальная влажность w_n , конечная $w_k = w_p$ (равновесной). Область изменения влажности сахара от w_n до w_k называется областью сушки. В этой области из материала удаляется так называемая удаляемая влага. Область от гигроскопической влажности w_g до w_k называется областью десорбции. Выше кривой равновесной влажности находится область сорбции, т. е. увлажнения материала. Гигроскопическая влажность разграничивает влажное состояние материала (материал содержит свободную влагу) и гигроскопическое состояние материала (материал содержит только связанную влагу).

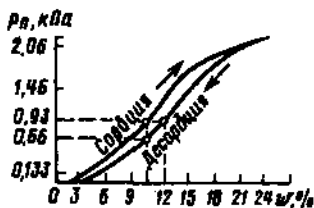


Рис. 22.1. Изотермы сорбции — десорбции влаги крахмалом

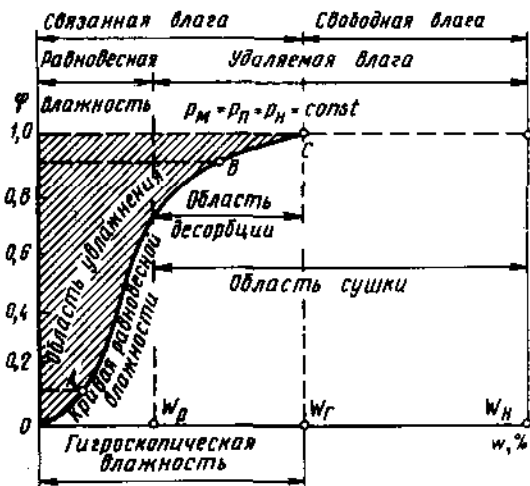


Рис. 22.2. Изотерма сорбции влаги хлебным сухарем

Проанализируем изотерму с учетом процесса удаления влаги из материала в интервале изменения φ от 0 до 1. На участке изотермы OA кривая имеет выпуклость к оси абсцисс. Это характерно для мономолекулярной адсорбции. Для удаления влаги мономолекулярной адсорбции должно быть затрачено значительное количество теплоты, чтобы разорвать связь влаги с материалом. В интервале φ от 0,1 до 0,9 изотерма на участке AB обращена выпуклостью к оси ординат, что характерно для полимолекулярной адсорбции. Для удаления этой влаги затрачивается меньшее количество теплоты, чем для удаления влаги мономолекулярной адсорбции.

Участок изотермы BC (φ от 0,9 до 1,0) соответствует в основном влаге, содержащейся в микрокапиллярах ($r < 10^{-5}$ см). Механически связанная свободная влага может быть удалена из материала механическим путем.

В результате связывания воды с материалом снижается давление паров воды над его поверхностью, поэтому свободная энергия соответственно уменьшается.

Уменьшение свободной энергии при постоянной температуре, или энергии связи, выраженной работой, которую надо затратить для отрыва 1 моль воды от материала, можно определить по уравнению, предложенному П. А. Ребиндером:

$$E = RT \ln \frac{p_n}{p_m} = -RT \ln \varphi, \quad (22.1)$$

где p_n — давление насыщенного водяного пара; p_m — парциальное давление равновесного пара воды над материалом с влагосодержанием x ; φ — относительная влажность воздуха.

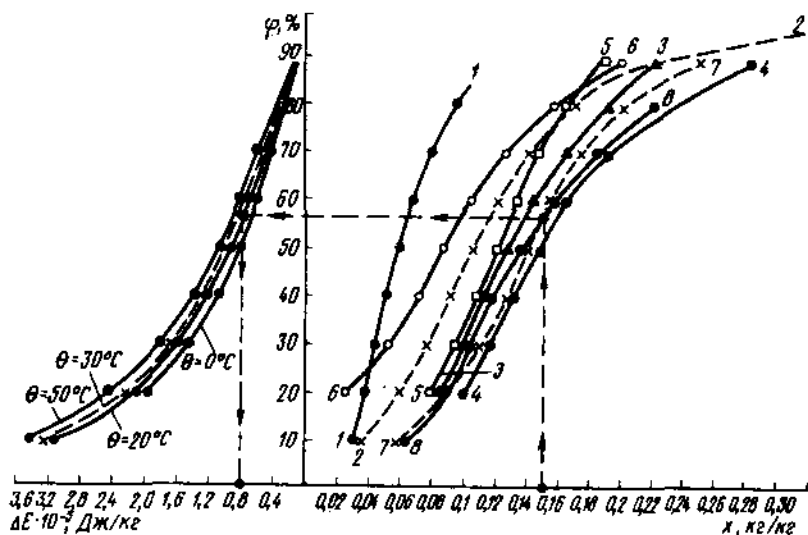


Рис. 22.3. Совмещенный график для определения энергии связи влаги в различных продуктах:

1 — семена подсолнечника ($t=20^{\circ}\text{C}$); 2 — зерно пшеницы ($t=30^{\circ}\text{C}$); 3 — кукуруза ($t=30^{\circ}\text{C}$); 4 — зерно ржи ($t=0^{\circ}\text{C}$); 5 — рис шелушенный ($t=20^{\circ}\text{C}$); 6 — мука ($t=24^{\circ}\text{C}$); 7 — крахмал кукурузный ($t=20^{\circ}\text{C}$); 8 — макаронные изделия ($t=20^{\circ}\text{C}$)

Чем прочнее связана влага с материалом, тем меньше величина p_m . При удалении свободной воды, когда $p_m = p_n$, из уравнения (22.1) получим $E = RT \ln 1 = 0$.

При сушке материала энергия связи постепенно увеличивается, так как с уменьшением влажности материала увеличивается доля адсорбционно связанной влаги.

На рис. 22.3 показаны кривые равновесной влажности для ряда пищевых продуктов, а также зависимости энергии связи по данным, приведенным А. С. Гинзбургом, от φ при различных температурах. Пользуясь этими графиками, можно определить энергию связи и работу, необходимую для удаления связанной влаги.

Общий расход теплоты при сушке

$$Q = Q_{\text{исп}} + Q_{\text{с.в.}} \quad (22.2)$$

где $Q_{\text{исп}}$ — теплота, расходуемая на испарение свободной влаги; $Q_{\text{с.в.}}$ — теплота, расходуемая на удаление связанной влаги.

Сушка, как было сказано выше, является сложным тепломассообменным процессом. Влага из влажного материала к поверхности раздела фаз перемещается за счет теплопроводности, а от поверхности раздела фаз в ядро газового потока — за счет конвективной диффузии.

Диффузия влаги в материале происходит не только вследствие градиента влагосодержания материала, но и под действием температурного градиента.

Аналитическое описание диффузии влаги в материале представляет достаточно сложную задачу. Процесс сушки протекает со скоростью, зависящей от формы связи влаги с материалом и механизма диффузии влаги в материале. Кинетика сушки характеризуется изменением во времени средней влажности материала или влагосодержания.

Для определения скорости сушки опытным путем получают кривую сушки, а затем, дифференцируя ее, — кривую скорости сушки.

Зависимость между средней влажностью материала и временем сушки изображается кривой сушки (рис. 22.4). На этом же рисунке приведена зависимость температуры материала от его влажности. Типичная кривая сушки состоит из нескольких участков, соответствующих различным периодам сушки. После периода прогрева материала до температуры сушки (участок AB) наступает период постоянной скорости сушки (I период). В этот период температура материала принимает значение, равное температуре мокрого термометра t_m (отрезок B_1C_1 на температурной кривой). В период постоянной скорости сушки теплота, подводимая к материалу, расходуется на испарение свободной влаги. Период постоянной скорости сушки изображается прямой линией с постоянным тангенсом угла наклона (отрезок BC). Этот период продолжается до достижения первой критической влажности $w_{кр}$. Начиная с $w_{кр}$, наступает период падающей скорости. В этом периоде снижение влажности материала

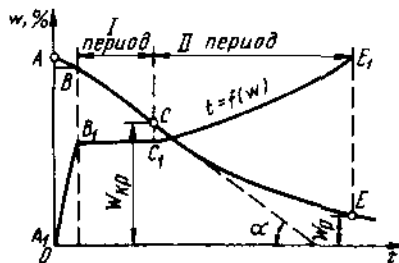


Рис. 22.4. Кривая сушки

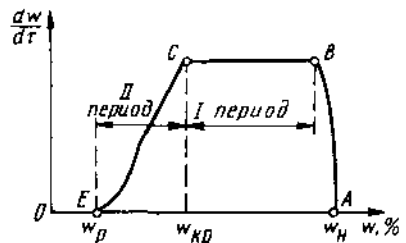


Рис. 22.5. Кривая скорости сушки

выражается кривой CE . В период падающей скорости удаляется связанная влага и температура материала повышается по кривой C_1E_1 . В конце сушки влажность материала асимптотически приближается к равновесной влажности w_p . При достижении равновесной влажности прекращается удаление влаги из материала. В этот момент температура материала достигает значения, равного температуре окружающего материал теплоносителя (точка E_1). Однако для достижения равновесной влажности требуется значительное время.

Скорость сушки представляет собой изменение влажности (влагосодержание) в единицу времени: dw/dt (в %/ч), или dx/dt (в c^{-1}).

Скорость сушки для данной влажности (влагосодержания) материала выражается тангенсом угла наклона касательной, проведенной к точке кривой сушки, определяющей влажность или влагосодержание материала.

По данным о скорости сушки строится кривая скорости сушки (рис. 22.5). Горизонтальный отрезок BC определяет скорость в первом периоде сушки, а отрезок CE — во втором периоде.

В первом периоде сушки удаляется свободная влага и скорость сушки определяется сопротивлением массопереносу во внешнедиффузионной области, т. е. значением конвективного коэффициента массоотдачи. В точке C , соответствующей первой критической влажности $w_{кр}$, влажность на поверхности материала становится равной гигроскопической. Со значения $w_{кр}$ начинается удаление из материала связанной влаги и скорость процесса сушки снижается.

Отметим, что вид кривых скорости сушки во втором периоде может значительно отличаться от приведенного на рис. 22.5. Второй период сушки в зависимости от форм связи влаги с материалом может сам складываться из нескольких периодов. Кривая I (рис. 22.6) типична для капиллярно-пористых тел (например, сухарей), для которых верхний участок определяет скорость удаления капиллярной влаги, а нижний, начиная с влажности, равной $w_{кр2}$, — адсорбционной. Линии 2 и 3 соответствуют скоростям сушки, большей и меньшей, чем те, которые подчиняются прямолинейному закону. Первая имеет место при сушке, например, тканей и других тонколистовых материалов или когда материал растрескивается во время сушки, вторая — при сушке, например, керамических материалов или когда на поверхности материала образуется

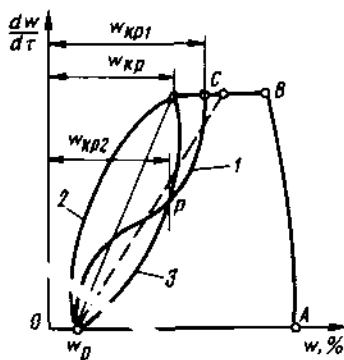


Рис. 22.6. Типичные кривые скорости сушки для капиллярно-пористых тел

корка, препятствующая диффузии влаги к поверхности раздела фаз.

Скорость сушки определяет один из важнейших технологических параметров сушки — ее интенсивность. Интенсивность испарения влаги из материала [в $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$] определяется количеством удаляемой влаги в единицу времени с единицы площади поверхности высушиваемого материала: $I = W/(F\tau)$.

Схема диффузии влаги из твердого влажного материала изображена на рис. 16.5. Влага внутри твердого влажного материала передается к поверхности за счет массопроводности (см. «Массопередача с твердой фазой»). От поверхности раздела фаз в ядро газового потока влага передается за счет конвективной диффузии.

Перемещение вещества в капиллярно-пористых материалах может осуществляться одновременно под действием градиентов концентраций и температур. Последнее обстоятельство вызывает явление термодиффузии, которое особенно сильно проявляется при жестких режимах сушки, когда появляются значительные градиенты температур в материале.

При $p = \text{const}$ массовый поток

$$i = \frac{dW}{Fdt} = \mp k \rho_m \left(-\frac{\partial X}{\partial l} + \delta \frac{\partial t}{\partial l} \right), \quad (22.3)$$

где k — коэффициент массопроводности, $\text{м}^2/\text{ч}$; ρ_m — плотность абсолютно сухого материала, $\text{кг}/\text{м}^3$; X — влагосодержание материала, кг на 1 кг абсолютно сухого материала; l — нормаль к изоконцентрационной поверхности; δ — коэффициент термовлажностопроводности, К^{-1} ; t — температура, К .

Первый член уравнения (22.3) характеризует перенос вещества под действием градиента концентраций, второй — под действием градиента температур.

Кинетические коэффициенты k и δ в этом уравнении являются функциями температуры и влажности тела. Поэтому перенос влаги во влажном теле следует рассматривать совместно с распространением теплоты в материале, которое описывается законом теплопроводности Фурье

$$\frac{dQ}{Fdt} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n}. \quad (22.4)$$

На основании приведенных уравнений массотеплопроводности А. В. Лыковым получена система дифференциальных уравнений теплопереноса (при $p = \text{const}$) в капиллярно-пористом теле

$$\frac{\partial X}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial l} \left(k \frac{\partial X}{\partial l} + k \delta \frac{\partial t}{\partial l} \right);$$

$$cQ_{\text{тв}} \frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial l} \left(\lambda \frac{\partial t}{\partial l} \right) + \epsilon r \frac{\partial X}{\partial \tau}, \quad (22.5)$$

где $\epsilon = dX_{\text{ф}}/dX$ — критерий фазового превращения — отношение локального бесконечно малого изменения влагосодержания за счет фазового превращения (испарения или конденсации) к общему локальному изменению влагосодержания; r — теплота испарения, кДж/кг.

Коэффициенты λ , c , ϵ , r в этом уравнении являются переменными величинами, зависящими от влажности и температуры тела.

Первое уравнение системы описывает скорость изменения влагосодержания в твердом теле под действием градиентов влажности и температур.

Второе уравнение характеризует скорость изменения температурного поля за счет теплопроводности и внутреннего испарения.

При конвективной сушке термодиффузионный поток, направленный против основного направления диффузии вещества, снижает скорость массопроводности.

При радиационно-конвективной сушке термодиффузионный поток влаги преобладает над концентрационной диффузией. Под влиянием термического градиента ∇t , который развивается быстрее, чем концентрационный ∇X , влага стремится переместиться внутрь тела. Потоки массы влаги и теплоты совпадают по направлению. В то же время происходит испарение жидкости на поверхности тела, что приводит к увеличению градиента влагосодержания в теле. Когда $\nabla X > \delta > \nabla t$, направление потока влаги изменяется и влага перемещается из внутренних слоев к поверхности тела. В этом случае термодиффузия препятствует диффузии вещества. Рассмотренный механизм процесса приводит к практическим выводам, а именно: высушиваемый материал должен периодически, а не постоянно находиться в зоне облучения. Такой процесс может быть осуществлен в облучаемом псевдооживленном слое, в котором перемещающиеся частицы только кратковременно находятся в зоне облучения, успевая нагреться. При этом происходит испарение влаги с поверхности частиц. Находясь вне зоны облучения, обдуваемые газом более низкой температуры, чем температура частиц в облучаемом слое, частицы охлаждаются, принимая температуру ядра слоя. Температурный градиент меняет свое направление, совпадая с направлением градиента влагосодержания. В этот период термодиффузия способствует перемещению влаги, интенсифицируя процесс.

Нахождение нестационарных концентрационных и температурных полей в материале связано с решением системы дифференциальных уравнений. Такой путь расчета процессов сушки, позволяющий определить время, необходимое для достижения заданных влажностей и, следовательно, размеров сушилки, является теоретически наиболее обоснованным.

Однако для решения этой системы дифференциальных уравнений необходимо знать зависимости коэффициентов массотеплопереноса от влажности и температуры материала. Все вышеуказанные коэффициенты, кроме s и r , имеют сложные зависимости от X и t .

А. Н. Плановским с сотрудниками была показана возможность расчета процессов сушки на основании только коэффициента массопроводности k .

Если влияние термодиффузии на кинетику массопереноса учитывать экспериментальной зависимостью между средней по объему температурой тела и концентрацией вещества в капиллярно-пористом теле, то первое уравнение из системы дифференциальных уравнений (22.5) может быть преобразовано так:

$$\frac{\partial X}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial l} \left(k^* \frac{\partial X}{\partial l} \right), \quad (22.6)$$

в котором k^* характеризует массопроводность и термодиффузию одновременно и является только функцией влажности материала.

Если в определенном интервале влажностей принять $k = \text{const}$ и $\delta = \text{const}$, то уравнение (22.6) становится линейным:

$$\frac{\partial X}{\partial \tau} = k \frac{\partial^2 X}{\partial l^2}. \quad (22.7)$$

Начальным условиям сушки соответствует равномерное распределение влаги в твердом теле: $X = X_n = \text{const}$ при $\tau = 0$. Условия на границе формулируются из рассмотрения процесса в пограничном слое

$$-k_n \rho_{\tau n} \left(\frac{\partial X}{\partial l} \right)_R = \beta_r (x_n - x), \quad (22.8)$$

где k_n — средний по поверхности коэффициент массопроводности, соответствующий текущему значению влажности, $\text{м}^2/\text{ч}$; l — нормаль к поверхности тела; β_r — коэффициент массоотдачи в паровой фазе, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кг}/\text{кг})$; x_n — влагосодержание насыщенного воздуха у поверхности, кг на 1 кг сухого воздуха; x — влагосодержание воздуха, кг на 1 кг сухого воздуха.

Анализ уравнений (22.6) и (22.7) позволяет получить критеральное уравнение

$$\bar{E} = f(\text{Bi}_n, \text{Fo}_n), \quad (22.9)$$

где $\bar{E} = \frac{X - X_p}{X_n - X_p}$ — безразмерная концентрация влаги в материале; X_p — равновесная концентрация влаги в материале, кг на 1 кг сухого материала; $\text{Bi}_n = \frac{\beta_r l}{k_n \rho_{\tau n}}$ — диффузионный критерий Био; $\text{Fo}_n = \frac{k_n \tau}{l^2}$ — диффузионный критерий Фурье.

Для тел неправильной геометрической формы уравнение (22.9) должно быть дополнено параметрическими критериями $\Gamma_1, \Gamma_2, \dots$.

Для расчета кинетики сушки материалов с известными теплофизическими свойствами и заданным в процессе обработки изменением температуры процесса А. Н. Плановским и С. П. Рудобаштой разработаны методы расчета на базе уравнения теплопроводности. Однако аналогия, наблюдаемая между уравнениями Фурье и массопроводности, носит формальный характер. Различный характер линий $Fo = \text{const}$ (рис. 22.7) указывает на принципиальное различие зависимости коэффициентов температуропроводности a от t и массопроводности k от X . Кривые $Fo_d = \text{const}$ как раз и отражают зависимость $k = f(X)$.

Общим решением уравнения (22.9) для тел правильной геометрической формы и неограниченного потока будет

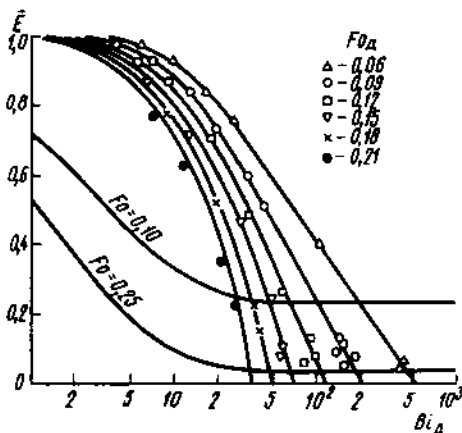
$$\bar{E} = \frac{X - X_p}{X_n - X_p} = \sum_1^{\infty} A_n \exp(-\mu_n^2 Fo_d), \quad (22.10)$$

где $A_n = f(Bi_n, \mu_n)$ — функция тела, зависящая от формы тела, граничных и начальных условий; μ_n — корни характеристического уравнения.

Располагая данными по массопроводности в капиллярно-пористых телах, можно из уравнения (22.10) определить продолжительность сушки в i -м интервале изменения влажностей, где $k_i = \text{const}$:

$$\tau_i = \sum_i^n \frac{\ln \prod_1^S \beta_{j,i} / \bar{E}_i}{k_i \sum_{j=1}^n \mu_{j,i}^2 / R_j^2}, \quad (22.11)$$

где $\mu_{j,i}$ и $\beta_{j,i}$ — коэффициенты, зависящие от формы поверхности тела на j -м направлении и величины Bi_m в i -м интервале изменения влажности.



Общее время сушки в заданных пределах изменения влажности определится как сумма времен процесса в каждом интервале изменения влажностей

$$\tau_{\text{общ}} = \sum_{i=1}^n \tau_{i,c}, \quad (22.12)$$

Рис. 22.7. Линии $Fo_d = \text{const}$ и $Fo = \text{const}$, характерные для решения уравнения теплопроводности

которое будет соответствовать продолжительности сушки только в периодическом и непрерывном аппарате идеального вытеснения (например, сушка в неподвижном, продуваемом газом слое, сушка в ленточной или камерной сушилке). Переход к расчету продолжительности сушки в сушилках со сложной гидродинамической обстановкой связан с изучением всей совокупности гидродинамических характеристик процесса: гидродинамического режима, продольного и поперечного перемешивания, структуры потоков.

С учетом вышеперечисленного в уравнение (22.12) должен быть введен коэффициент использования движущей силы, или фактор масштабного перехода (см. главу 2).

На практике часто для определения продолжительности сушки пользуются экспериментальными кривыми кинетики и скорости сушки либо приближенными кинетическими уравнениями.

По кинетическим уравнениям рассчитывают основные размеры сушильных аппаратов. Основная величина, определяющая размеры периодически действующих аппаратов, — продолжительность сушки, а непрерывнодействующих — требуемая площадь поверхности контакта фаз или время сушки материала.

В общем случае для периодических процессов общее время сушки

$$\tau_{\text{общ}} = \tau_1 + \tau_2, \quad (22.13)$$

где τ_1 — продолжительность сушки в первом периоде, ч; τ_2 — продолжительность сушки во втором периоде, ч.

Значение τ_1 определяют из основного уравнения массопередачи

$$\tau_1 = \frac{W}{\beta_x F \Delta x_{\text{cp}}}, \quad (22.14)$$

где Δx_{cp} — средняя движущая сила процесса.

$$\Delta x_{\text{cp}} = \frac{\Delta x_n - \Delta x_k}{2,3 \lg \Delta x_n / \Delta x_k}, \quad (22.15)$$

где $\Delta x_n = (x_{\text{нас}} - x_n)$ — начальная разность между влажностью насыщенного воздуха в условиях сушки и рабочим влажностью, кг на 1 кг сухого воздуха; $\Delta x_k = (x_{\text{нас}} - x_k)$ — конечная разность между влажностями, кг на 1 кг сухого воздуха.

Как указывалось выше, точное определение средней движущей силы процесса представляет значительные трудности, особенно при сушке в аппаратах со сложной гидродинамической обстановкой. Кинетический закон для первого периода сушки может быть выражен уравнениями массопередачи, которые в данном случае принимают

$$W = \beta_x F(x_{\text{нас}} - x)\tau; \quad (22.16)$$

$$W = \beta_p F(p_{\text{нас}} - p)\tau, \quad (22.17)$$

где W — количество испаренной жидкости; кг; F — площадь поверхности контакта фаз, м²; $x_{\text{нас}}$ — влагосодержание насыщенного воздуха при температуре поверхности материала, кг на 1 кг сухого воздуха; x — действительное влагосодержание воздуха, кг на 1 кг сухого воздуха; β_x — коэффициент массоотдачи, кг/(м²·ч·Па); $p_{\text{нас}}$ — давление водяного пара в насыщенном воздухе у поверхности материала, Па; p — парциальное давление водяного пара в воздухе, Па.

Для расчета коэффициента массоотдачи в первом периоде сушки может быть использовано приближенное уравнение, аналогичное уравнению (16.37),

$$\text{Nu} = 2 + A \text{Re}^n \text{Pr}_d^{0,33} \text{Gu}^{0,133}, \quad (22.18)$$

где $\text{Gu} = (T_c - T_d)/T_c$ — критерий Гухмана, представляющий собой отношение разности температур среды и поверхности материала к температуре среды T_c . Коэффициенты A и n определяются значением критерия Рейнольдса:

Re	A	n
200...25000	0,385	0,57
25000...70000	0,102	0,73
70000...315000	0,025	0,9

Параметры, входящие в критерии Nu, Re и Pr, вычисляются при средней температуре газовой среды.

Для расчета продолжительности процессов сушки во втором периоде используют приближенный метод Шервуда — Лыкова, который, строго говоря, справедлив, когда кривая скорости сушки во втором периоде подчиняется уравнению прямой линии. Кинетический закон для второго периода имеет вид

$$-\frac{dW}{Fdt} = K(X - X_p), \quad (22.19)$$

где K — коэффициент скорости сушки, кг/(м²·ч·кг на 1 кг сухого материала); X — влагосодержание материала в данный момент, кг на 1 кг сухого материала; X_p — равновесное влагосодержание материала, кг на 1 кг сухого материала.

Действительное изменение скорости сушки в пределах изменения влажности от $X_{\text{кр}}$ до X_k в большинстве случаев не следует линейному закону. Расчет по уравнению (22.19) может давать погрешность до 40...60%.

С учетом уравнения материального баланса

$$dW = GdX = KF(X - X_p)dt, \quad (22.20)$$

где G — масса высушиваемого материала, кг,
после математических преобразований получим

$$2,31g \frac{X_{кр} - X_p}{X_x - X_p} = \frac{KF}{G} \tau. \quad (22.21)$$

Из последнего уравнения определим продолжительность сушки во втором периоде

$$\tau_2 = \frac{G}{KF} 2,31g \frac{X_{кр} - X_p}{X_x - X_p} \quad (22.22)$$

В случае непрерывного процесса сушки определяют суммарную площадь поверхности фазового контакта, необходимую для проведения первого и второго периодов сушки:

$$F_{общ} = F_1 + F_2, \quad (22.23)$$

где F_1 — площадь контакта фаз высушиваемого материала и газа в первом периоде сушки, м²; F_2 — площадь контакта фаз во втором периоде сушки, м².

Значение F_1 вычисляют по основному уравнению массопередачи, а F_2 — по уравнению (22.22).

22.5. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВЫЙ БАЛАНСЫ СУШИЛКИ

На рис. 22.8 изображена схема конвективной сушилки, состоящей из устройства для транспортировки материала (ленточный конвейер, вагонетки и т. д.), вентилятора и калориферов.

Обозначим массовый расход влажного материала, поступающего на сушку, G_x (в кг/ч), массовый расход высушенного материала G_k (в кг/ч), начальную и конечную влажность материала (в

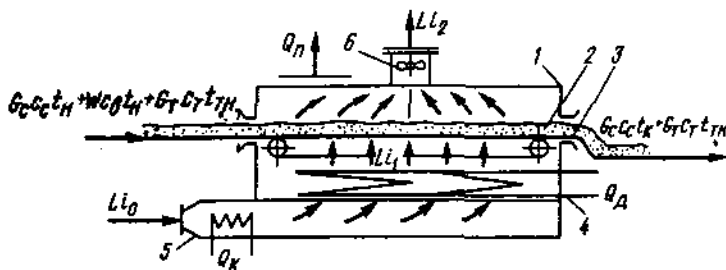


Рис. 22.8. Схема конвективной сушилки:

1 — корпус сушилки; 2 — материал; 3 — ленточный транспортер; 4 — дополнительный калорифер;
5 — основной калорифер; 6 — вентилятор

мас. %) соответственно через W_1 и W_2 , а количество влаги, удаляемой при сушке, через W (в кг/ч).

Тогда **материальный баланс** процесса можно представить равенством

$$G_n = G_k + W, \text{ или } W = G_n - G_k, \quad (22.24)$$

для количества сухого вещества

$$G_n(100 - W_1) = G_k(100 - W_2), \quad (22.25)$$

или

$$G_k = G_n \frac{100 - W_1}{100 - W_2}.$$

Сопоставление равенств (22.24) и (22.25) дает

$$W = G_n \frac{W_1 - W_2}{100 - W_2} \quad (22.26)$$

Обозначим количество абсолютно сухого воздуха или газа, поступающего на сушку, через L (в кг/ч), а влагосодержание (в кг влаги на 1 кг абсолютно сухого воздуха) до поступления в сушилку через x_1 и на выходе из сушилки через x_2 .

Материальный баланс влаги

$$W + Lx_1 = Lx_2, \quad (22.27)$$

откуда расход сухого воздуха

$$L = \frac{W}{x_2 - x_1}. \quad (22.28)$$

Удельный расход воздуха (расход на 1 кг испаряемой при сушке влаги)

$$l = L/W = \frac{1}{x_2 - x_1}. \quad (22.29)$$

Тепловой баланс конвективной сушки составим по тому же рис. 22.8. На сушку поступает влажный материал в количестве $G_n + W$ (в кг/ч), который расположен на конвейере массой G_r (в кг/ч). В сушилку подается L кг/ч абсолютно сухого воздуха. При подогреве воздуха в калорифере к нему подводится Q_k кДж/ч теплоты, а в сушильной камере дополнительно может быть подведено Q_d кДж/ч теплоты.

Обозначим:

G_c — количество высушенного материала, кг/ч;
 c_s — удельная теплоемкость высушенной части материала, кДж/(кг·К);

c_t — удельная теплоемкость транспортирующих устройств, кДж/(кг·К);

t_n — температура до сушки, °С;

c_w — теплоемкость воды, кДж/(кг·К);

t_k — температура материала после сушки, °С;

$t_{т.н}$, $t_{т.к}$ — температура транспортирующих устройств на входе в сушильную камеру и на выходе из нее, °С;

i_0 — удельная энтальпия воздуха на входе в сушильную камеру, кДж/кг;

i_1 — удельная энтальпия воздуха после нагревания в калорифере, кДж/кг;

i_2 — удельная энтальпия на выходе из сушилки, кДж/кг;

Q_n — потери теплоты в окружающее пространство, кДж/ч.

Тепловой баланс процесса можно представить уравнением

$$Li_0 + Q_k + Q_d + Q_c c_s t_n + W c_w t_n + G_t c_t t_{т.н} = Li_2 + G_c c_s t_k + G_t c_t t_{т.к} + Q_n. \quad (22.30)$$

Из этого равенства можно определить расход теплоты на сушку

$$Q = Q_k + Q_d = L(i_2 - i_0) + G_c c_s (t_k - t_n) + G_t c_t (t_{т.к} - t_{т.н}) - W c_w t_n + Q_n. \quad (22.31)$$

Отнесем все расходы теплоты на 1 кг испаряемой при сушке влаги. Для этого поделим все члены уравнения (22.31) на W .

Обозначим удельные расходы:

$$Q/W = q; \quad Q_k/W = q_k; \quad Q_d/W = q_d; \quad G_c c_s (t_k - t_n)/W = q_m; \\ G_t c_t (t_{т.к} - t_{т.н})/W = q_t; \quad Q_n/W = q_n.$$

Тогда уравнение (22.31) переписывается так:

$$q = q_k + q_d = l(i_2 - i_0) + q_m + q_t + q_n - c_w t_n. \quad (22.32)$$

Из этого уравнения удельный расход теплоты во внешнем калорифере

$$q_k = l(i_2 - i_0) + q_m + q_t + q_n - q_d - c_w t_n, \quad (22.33)$$

или

$$q_k = l(i_1 - i_0).$$

Подставляя значение q_x в уравнение (22.32), находим

$$l(i_1 - i_0) + q_d = l(i_2 - i_0) + q_m + q_\tau + q_n - c_v t_n, \quad (22.34)$$

или

$$l(i_2 - i_1) = q_d + c_v t_n - q_m - q_\tau - q_n. \quad (22.35)$$

При $q_d = 0$ имеем $l(i_2 - i_1) = c_v t_n - q_m - q_\tau - q_n$. Обозначив правую часть уравнения (22.35) через $(q_d + c_v t_n) - (q_m + q_\tau + q_n) = \Delta$, (22.36)

получим

$$l(i_2 - i_1) = \Delta, \quad (22.37)$$

или

$$i_2 = i_1 + \Delta/l. \quad (22.38)$$

С учетом уравнения (22.29)

$$(i_2 - i_1)/(x_2 - x_1) = \Delta;$$

для текущих значений

$$(i - i_1)/(x - x_1) = \Delta. \quad (22.39)$$

Последнее уравнение представляет собой уравнение прямой линии и называется уравнением рабочей линии сушки.

Таким образом, зависимость между энтальпией и влагосодержанием воздуха прямолинейна.

Для анализа процессов сушки введем понятие о теоретической сушилке. Теоретической сушилкой будем называть такую сушилку, в которой температура материала, поступающего на сушку, равна нулю, отсутствует нагрев материала и транспортных средств. Тогда согласно уравнению (22.36) $\Delta = 0$. При этом $l \neq 0$ и из уравнения (22.38) для теоретической сушилки получим $i_1 = i_2$. Таким образом, процесс изображается на диаграмме $i-x$ линией $i = \text{const}$. В теоретической сушилке испарение влаги происходит только за счет охлаждения воздуха, причем количество теплоты, отдаваемое воздухом, возвращается в него вместе с влагой, испаряемой из материала.

В реальных сушилках энтальпия воздуха в сушильной камере в большинстве случаев не остается постоянной.

Если приход теплоты больше расхода $(q_d + c_v t_n > q_m + q_\tau + q_n)$, т. е. $\Delta > 0$, то в соответствии с уравнением (22.38) $i_2 > i_1$. В этом случае

сушилка работает неэкономично, так как не вся теплота полезно расходуется. Если же $\Delta < 0$, то $i_2 < i_1$. В этом случае сушилка работает экономично.

В реальной сушилке может иметь место равенство $\Delta = 0$. Это соответствует условию, когда приход теплоты в сушильную камеру равен его расходу, т. е. $q_n + c_n t_n = q_m + q_T + q_n$.

При контактной сушке теплота, необходимая для испарения влаги, передается высушенному материалу через стенку, разделяющую материал и теплоноситель. В качестве теплоносителя в контактной сушилке используется насыщенный водяной пар.

Теплота расходуется на нагрев материала до температуры сушки и на удаление влаги из материала: $Q_{\text{общ}} = Q_n + Q_c$.

Обозначим в дополнение к принятым обозначениям D — массовый расход греющего пара, кг/ч; i'' — удельная энтальпия греющего пара, кДж/кг; i' — удельная энтальпия конденсата, кДж/кг; $t_{c.n}$ — начальная температура сушки, °С; $t_{c.k}$ — конечная температура сушки, °С; i_v — удельная энтальпия водяных паров, кДж/кг.

Тогда расход теплоты на нагрев материала

$$Q_n = D_n(i'' - i') = G_c c_c (t_{c.n} - t_k) + W c_n (t_{c.n} - t_n) + Q_n. \quad (22.40)$$

Расход теплоты на сушку

$$Q_c = D_c(i'' - i') = G_c c_c (t_{c.k} - t_{c.n}) + W(i_v - c_n t_{c.n}) + Q_n. \quad (22.41)$$

Общий расход пара

$$D_{\text{общ}} = Q_{\text{общ}} / (i'' - i'). \quad (22.42)$$

Для построения рабочей линии конвективной сушки на диаграмме $i-x$ задаются начальными параметрами воздуха t_1 и x_1 . После окончания процесса сушки принимают один из трех конечных параметров воздуха: относительную влажность, температуру или влагосодержание. Проведя на диаграмме $i-x$ рабочую линию через точки, определяющие начальные параметры воздуха и один из заданных ($\varphi = \text{const}$, $t_2 = \text{const}$ или $x = \text{const}$), определяют все конечные параметры теплоносителя — воздуха, а также расход воздуха и теплоты на проведение процесса сушки.

Рассмотрим построение рабочих линий сушки (рис. 22.9) для трех случаев:

$$i_2 > i_1 \text{ при } \Delta = (q_n + c_n t_n) - (q_m + q_T + q_n) > 0;$$

$$i_2 = i_1 \text{ при } \Delta = 0;$$

$$i_2 < i_1 \text{ при } \Delta < 0.$$

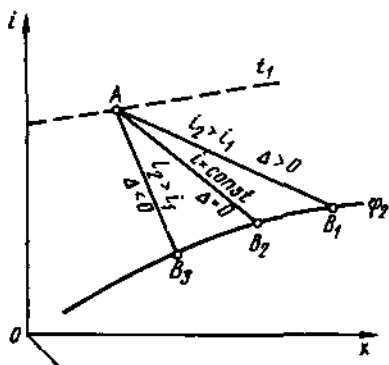


Рис. 22.9. Положение рабочей линии сушки в i - x -диаграмме при различных значениях Δ

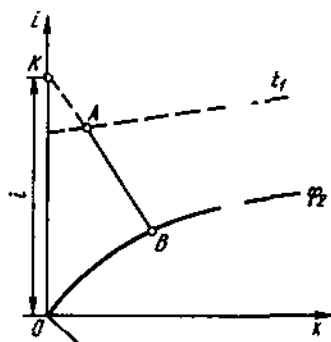


Рис. 22.10. Построение на i - x -диаграмме рабочей линии сушки

Допустим, что точка A определяет параметры воздуха перед сушкой после нагревания его в калорифере. Построение рабочей линии сушильного процесса является наиболее простым для случая $\Delta=0$. В этом случае рабочая линия проходит из точки A по прямой $i=\text{const}$ до пересечения с одним из заданных конечных параметров.

Построение рабочей линии, когда $\Delta \neq 0$, производится следующим образом: ордината i точки пересечения рабочей линии с осью ординат определяется из уравнения (22.39) при $x=0$:

$$i = i_1 - \Delta x_1. \quad (22.43)$$

Ее значение (отрезок OK на рис. 22.10) наносят на ось i диаграммы i - x .

Далее проводят прямую из точки K к точке A до пересечения с одним из заданных конечных параметров φ_2 , t_2 или x_2 . По точке пересечения B определяют все остальные параметры воздуха после сушки.

22.6. ВАРИАНТЫ СУШИЛЬНЫХ ПРОЦЕССОВ

В пищевой промышленности используют следующие варианты сушки: с многократным промежуточным нагреванием воздуха; с частичной циркуляцией отработанного воздуха; с многократным промежуточным нагреванием воздуха и частичной циркуляцией его в отдельных зонах; с замкнутой циркуляцией высушивающего газа.

Сушка с многократным промежуточным подогревом воздуха (рис. 22.11) широко применяется для сушки сухарей и макаронных изделий. При сушке этих изделий обычно принимают верхние и

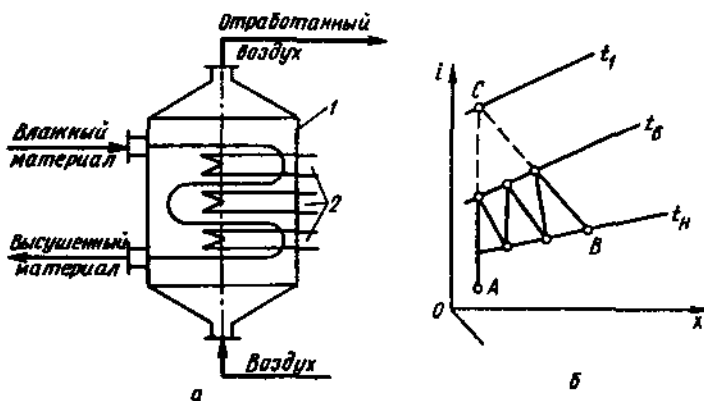


Рис. 22.11. Сушилка с многократным промежуточным подогревом воздуха (а) и изображение процесса на i - x -диаграмме (б):
1 — сушильная камера; 2 — calorиферы

нижние пределы температур воздуха $t'_в$ и $t'_н$. Воздух предварительно нагревается до $t'_в$ и после этого взаимодействует с влажным материалом, охлаждаясь до температуры $t'_н$, затем воздух вновь нагревается в calorифере до температуры $t'_в$ и вновь взаимодействует с влажным материалом, охлаждаясь до $t'_н$, и т. д. Конечные параметры воздуха в этом случае определяются точкой В.

Этот вариант сушки характеризуется тем, что требуемое количество теплоты подводится к высушиваемому материалу при пониженной температуре воздуха. Пунктирные линии на рис. 22.11 показывают, что для сушки без промежуточного подогрева воздуха потребовалось бы предварительное нагревание его до температуры t_1 (точка С). Такую схему сушки применяют для сушки пищевых материалов, не выдерживающих высоких температур.

Сушка с частичной рециркуляцией отработанного воздуха показана на рис. 22.12. Исходный воздух с параметрами, характеризуемыми точкой А, смешивается с частью отработанного воздуха (линии АС и ВС), затем смесь нагревается в calorифере до температуры сушки t_c и взаимодействует с высушиваемым материалом. Конечные параметры воздуха определяет точка В. По сравнению с сушкой при однократном проходе воздуха для этого варианта сушки характерны пониженная температура воздуха при сушке t_c вместо t_x , повышенное начальное влагосодержание x_c вместо x_n и большая линейная скорость газа в сушилке.

Эти параметры воздуха и его скорость в сушилке зависят от кратности смешения $n=U/L$. Расходы теплоты в данной сушилке и в

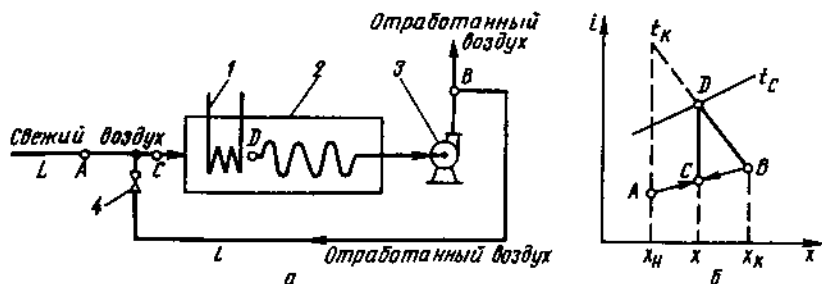


Рис. 22.12. Сушилка с частичным возвратом воздуха (а) и изображение процесса на i - x -диаграмме (б):
1 — калорифер; 2 — сушильная камера; 3 — вентилятор; 4 — заслонка

сушилке без циркуляции воздуха будут одинаковые при тех же пределах изменения состояния воздуха.

Сушка с частичной рециркуляцией отработанного воздуха и промежуточным нагревом в калориферах представляет собой сочетание описанных выше вариантов. Для этого варианта сушки характерны пониженная температура воздуха, повышенное начальное влагосодержание и относительная влажность воздуха, большая линейная скорость газа в сушилке за счет увеличения количества циркулирующего воздуха в сушилке.

Рассмотренные варианты организации процессов сушки обеспечивают мягкие условия сушки и подвод необходимого количества теплоты, что чрезвычайно важно при сушке пищевых продуктов. Мягкие условия сушки достигаются за счет снижения начальной температуры сушки воздуха, увеличения его влагосодержания и повышения линейной скорости газового потока в сушилке. Последнее обстоятельство приводит к возрастанию коэффициента массоотдачи и увеличению скорости сушки в первом периоде.

22.7. КОНСТРУКЦИИ СУШИЛОК

Сушилки, применяемые в пищевой промышленности, отличаются разнообразием конструкций и подразделяются по способу подвода теплоты (конвективные, контактные и др.); по виду используемого теплоносителя (воздух, газ, пар, топочные газы); по величине давления в сушилке (атмосферные и вакуумные); по способу организации процесса (периодического или непрерывного действия); по схеме взаимодействия потоков (прямоточные, противоточные, перекрестного и смешанного тока).

Конвективные сушилки, среди которых простейшими являются

камерные (рис. 22.13), представляют собой корпус, внутри которого находятся вагонетки. На полках вагонеток помещается влажный материал. Теплоноситель нагнетается в сушилку вентилятором, нагревается в калорифере и проходит над поверхностью высушиваемого материала или пронизывает слой материала снизу вверх. Часть отработанного воздуха смешивается со свежим воздухом. Эти сушилки периодического действия работают при атмосферном давлении. Их применяют в малотоннажных производствах для сушки материалов при невысоких температурах в мягких условиях. Камерные сушилки имеют низкую производительность и отличаются неравномерностью сушки продукта.

Туннельные сушилки (рис. 22.14) используют для сушки сухарей, овощей, фруктов, макарон и других продуктов. По организации процесса эти сушилки относятся к сушилкам непрерывного действия. Сушилки представляют собой удлиненный прямоугольный корпус, в котором перемещаются по рельсам тележки с высушиваемым материалом, расположенным на полках тележек. При этом время пребывания тележек в сушильной камере равняется продолжительности сушки. Сушка материала достигается за один проход тележек. Свежий воздух засасывается вентилятором и поступает, нагреваясь в калориферах, в сушилку. Перемещение тележек происходит с помощью толкателя. Сушилка имеет самоотворяющиеся двери.

Горячий воздух взаимодействует в сушилке с материалом в проточке либо в противотоке. В ряде случаев в туннельных сушилках возможно осуществить рециркуляцию воздуха и его промежуточный подогрев в сушильной камере. Калориферы и вентиляторы устанавливают на крыше сушилки, сбоку или в туннеле под сушилкой. Отработанный воздух из сушилки выбрасывается через газод.

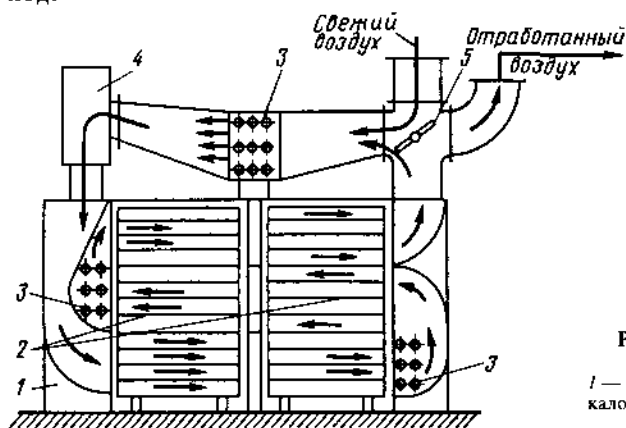
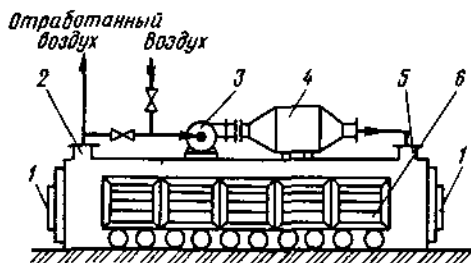


Рис. 22.13. Камерная сушилка:
1 — корпус; 2 — вагонетка; 3 — калориферы; 4 — вентилятор; 5 — шибер

Рис. 22.14. Туннельная сушилка:
1 — двери; 2 — газоход; 3 — вентилятор;
4 — калорифер; 5 — корпус; 6 —
тележки с материалом



Ленточные многоярусные конвейерные сушилки применяют для сушки макаронных изделий, сухарей, фруктов, овощей, крахмала и др. Влажный материал загружается через верхний загрузочный бункер, как показано на рис. 22.15; или боковой и поступает на верхний перфорированный ленточный конвейер, на котором перемещается вдоль сушильной камеры, и затем пересыпается на нижерасположенный конвейер. С нижнего конвейера высушенный материал поступает в разгрузочный бункер или на приемный конвейер.

Пересыпание материала с ленты на ленту способствует его перемешиванию, что, в свою очередь, увеличивает скорость сушки.

Чтобы материал направленно пересыпался с вышерасположенного конвейера на нижерасположенный, устанавливают направляющие лотки.

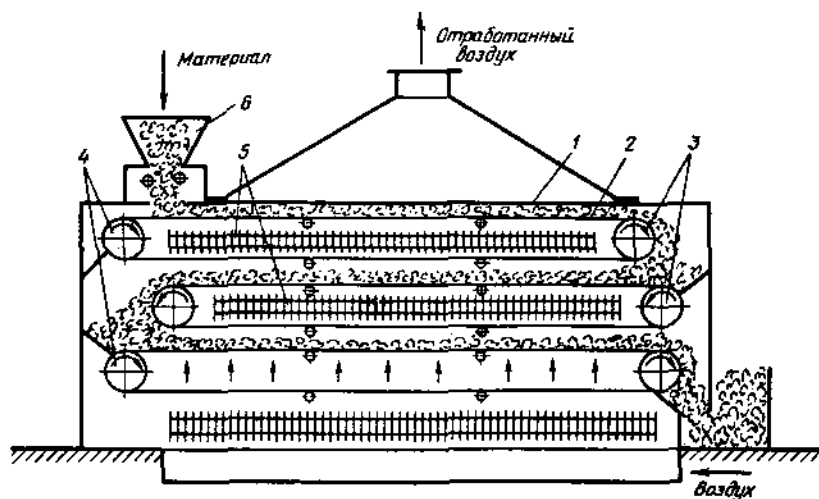


Рис. 22.15. Ленточная сушилка:
1 — корпус; 2 — ленточный конвейер; 3 — ведущие барабаны; 4 — ведомые барабаны; 5 — калорифер; 6 — бункер с загрузочным устройством

Воздух нагнетается вентилятором, проходит через калорифер и направляется в сушильную камеру, где пронизывает слой материала на каждой перфорированной ленте. Для промежуточного подогрева воздуха под лентами каждого конвейера находится калорифер, выполненный из оребренных труб.

Ленточные сушилки бывают прямоточными и противоточными. В таких сушилках может быть предусмотрена рециркуляция воздуха. Благодаря промежуточному подогреву и рециркуляции воздуха в ленточных сушилках достигаются мягкие условия сушки.

Шахтные сушилки с движущимся слоем (рис. 22.16) применяют для сушки зерновых сыпучих материалов. По оси сушилки расположены трубы для подачи теплоносителя. Трубы оканчиваются жалюзиями для равномерного распределения теплоносителя по сечению сушилки. Система подвода и циркуляции теплоносителя разделяет объем сушилки на две зоны. В первой зоне используется теплота теплоносителя, выходящего из второй зоны. В первой зоне удаляется в основном поверхностная влага, во второй — внутренняя. Предварительно теплоноситель, поступающий во вторую зону, может осушаться в конденсаторе второй зоны. В верхней части сушилки оба потока объединяются и подаются газодувкой после подогрева в калорифере в первую зону сушилки. Выгрузка высушенного материала осуществляется непрерывно полочным дозатором.

Сушилки с псевдооживленным слоем являются аппаратами непрерывного действия и применяются как для удаления поверхностной и слабосвязанной влаги, так и для удаления связанной влаги из мелкозернистых и зерновых материалов. Сушилки с псевдооживленным слоем изготовляют вертикальными и гори-

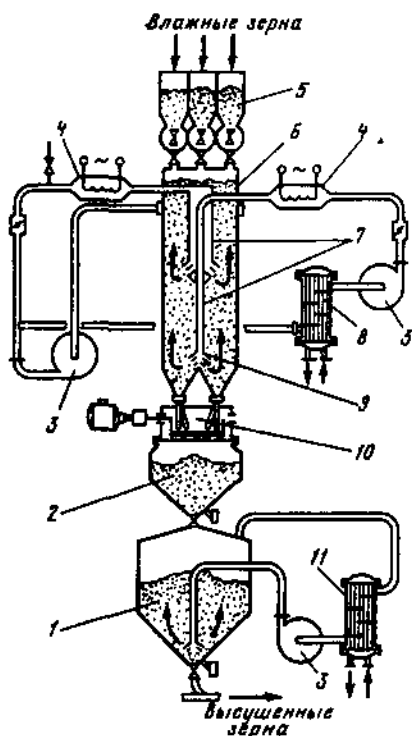


Рис. 22.16. Шахтная сушильная установка для сушки зерновых материалов: 1 — бункер-холодильник; 2 — промежуточный бункер; 3 — газодувки; 4 — калориферы; 5 — бункер; 6 — шахта; 7 — трубы для подвода теплоносителя; 8 — холодильник-конденсатор; 9 — жалюзии; 10 — дозатор; 11 — холодильник

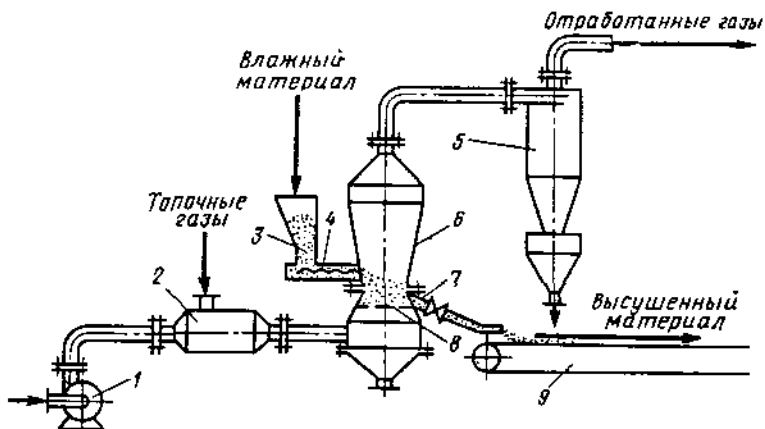


Рис. 22.17. Односекционная сушилка с псевдоожиженным слоем:
 1 — вентилятор; 2 — калорифер; 3 — бункер; 4 — шнек; 5 — циклон; 6 — корпус сушилки; 7 —
 выгрузной патрубков; 8 — газораспределительная решетка; 9 — конвейер

зонтальными с одной или несколькими секциями. Схема односекционной сушилки представлена на рис. 22.17. Влажный материал непрерывно подается в сушилку. Теплоноситель, нагнетаемый вентилятором, нагревается в калорифере и поступает в сушилку под газораспределительную решетку. Сушка материала происходит в зоне сушилки, примыкающей к газораспределительной решетке. Высушенный материал удаляется из сушилки через патрубков. Отходящие из сушилки газы очищаются от пыли в циклоне и выбрасываются в атмосферу.

Недостаток односекционных сушилок — неравномерность сушки материала. Для повышения равномерности сушки применяют многосекционные сушилки. Секционирование аппаратов достигается делением с помощью перегородок всего объема аппарата, а значит, и слоя материала на ряд горизонтальных секций вертикальными перегородками или на вертикальные секции горизонтальными перфорированными перегородками.

Вибросушилки применяют для сушки плохоожижаемых материалов: влажных тонкодисперсных, полидисперсных, комкующихся и т. д., которых в промышленности большинство. Воздействие на слой дисперсного материала низкочастотных колебаний интенсифицирует теплообменные процессы в слое и открывает широкие возможности для создания высокоэффективных сушилок перекрестного тока, приближающихся по полю распределения температур и концентраций к аппаратам идеального вытеснения.

Виброаэропсевдооживленный (виброкипящий) слой может быть создан в аппаратах разнообразных конструкций: вертикальных, горизонтальных и лотковых.

Наибольшее применение нашли лотковые сушилки, наклоненные под небольшим углом к горизонту (рис. 22.18). Привод сушилки состоит из маятникового двигателя — вибратора направленного действия с регулируемым дебалансом.

Наибольшее практическое значение для проведения тепломассообменных процессов имеет виброаэропсевдооживленный слой, образуемый одновременно потоком газа через слой и низкочастотной вибрацией.

Вибрационные сушилки используют для сушки картофельной крупки на картофелеперерабатывающих заводах.

Барабанные сушилки применяют для сушки свекловичного жома, зерно-картофельной барды, кукурузных ростков и мезги, зерна и сахара-песка. Сушка в барабанных сушилках происходит при атмосферном давлении. Теплоносителем являются воздух либо топочные газы.

Барабанные сушилки (рис. 22.19) имеют цилиндрический полый горизонтальный барабан, установленный под небольшим углом к горизонту. Барабан снабжен бандажами, каждый из которых катится по двум опорным роликам и фиксируется упорными роликами. Барабан приводится во вращение от электропривода с помощью насаженного на барабан зубчатого колеса. Частота вращения бара-

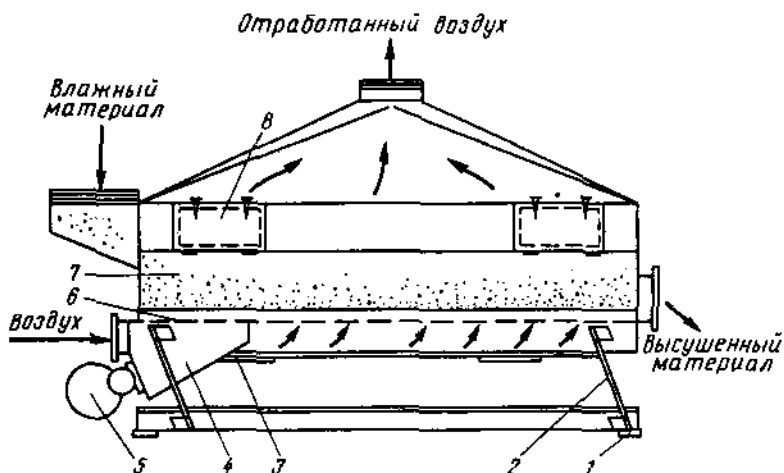


Рис. 22.18. Вибросушилка:

- 1 — амортизатор; 2 — пружина; 3 — выгрузочный лоток; 4 — вибратор; 5 — двигатель; 6 — газораспределительная решетка; 7 — желоб; 8 — смотровое окно

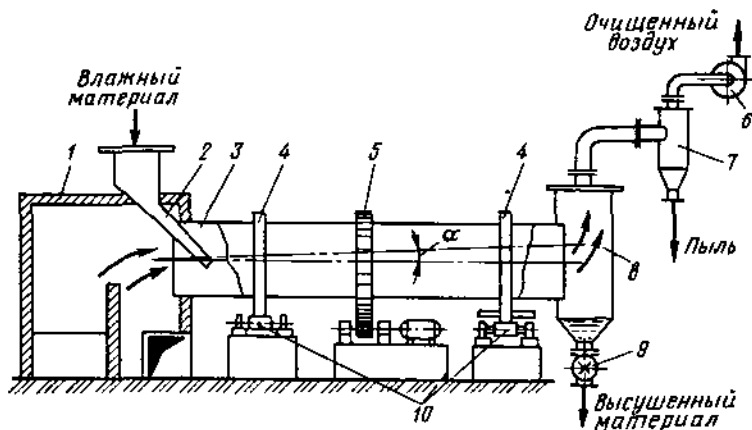


Рис. 22.19. Барабанная сушилка:

1 — топка; 2 — бункер; 3 — барабан; 4 — бандажи; 5 — зубчатое колесо; 6 — вентилятор; 7 — циклон; 8 — приемный бункер; 9 — шлюзовой питатель; 10 — опорные ролики

бана не превышает $5..8 \text{ мин}^{-1}$. Влажный материал поступает в сушилку через питатель. При вращении барабана высушиваемый материал пересыпается и движется к разгрузочному отверстию. За время пребывания в барабане материал высушивается при взаимодействии с теплоносителем — в данном случае с топочными газами, которые поступают в барабан из топки.

Для улучшения контакта материала с сушильным агентом в барабане устанавливают внутреннюю насадку, которая при вращении барабана способствует перемешиванию материала и улучшает обтекание его сушильным агентом. Тип насадки выбирают в зависимости от свойств материала. На рис. 22.20 показаны некоторые

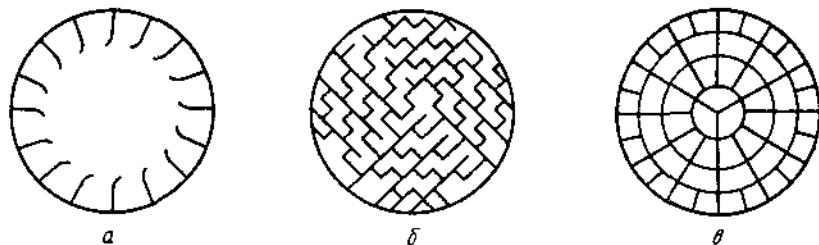


Рис. 22.20. Внутренние распределительные насадки барабанов:

а — подъемно-волостная; б — распределительная (полочная); в — перегородочная (ячейковая)

типы внутренних насадок. Подъемно-лопастную насадку используют для сушки крупнокусковых и склонных к налипанию материалов. Для сушки мелкокусковых, сыпучих материалов применяют распределительную насадку. Пылящие, тонкодисперсные материалы сушат в барабанах, снабженных перевалочной (ячейковой) насадкой.

Газы и материал могут двигаться прямококом и противотоком. При прямококе удается избежать перегрева материала, так как при этом горячие газы взаимодействуют с материалом с высокой влажностью. Чтобы исключить большую унос пыли, газы просасываются через барабан вентилятором со скоростью 2...3 м/с. Перед выбросом в атмосферу отработанные газы очищаются в циклоне.

Вальцовые сушилки (рис. 22.21) предназначены для сушки жидких и пастообразных материалов: всевозможных паст, кормовых дрожжей и других материалов. Греющий пар поступает в вальцы, вращающиеся навстречу друг другу с частотой 2...10 мин⁻¹, через полую цапфу, а конденсат выводится через сифонную трубу. Материал загружается сверху между вальцами и покрывает их тонкой пленкой, толщина которой определяется регулируемым зазором между вальцами. Высушивание материала происходит в тонком слое за полный оборот вальцов. Подсушенный материал снимается ножами вдоль образующей каждого вальца. В случае необходимости досушки материала вальцовую сушилку снабжают гребковыми досушивателями.

Распылительные сушилки предназначены для сушки растворов, суспензий и пастообразных материалов. Сушкой распылением получают сухое молоко, молочно-овощные концентраты, пищевые и кормовые дрожжи, яичный порошок и другие продукты.

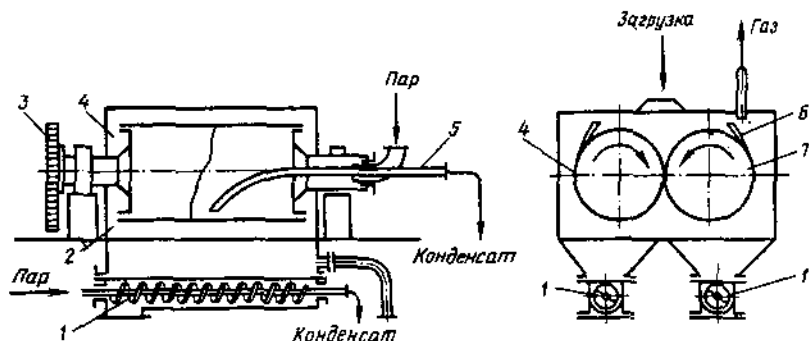


Рис. 22.21. Вальцовая сушилка:
1 — досушиватель; 2 — корпус; 3 — привод; 4 — ведущий валец; 5 — сифонная трубка; 6 — нож;
7 — ведомый валец

Распылительные сушилки представляют собой в большинстве случаев коническо-цилиндрический аппарат, в котором происходит диспергирование материала при помощи специальных диспергаторов в поток теплоносителя. В качестве диспергаторов применяют центробежные распылители, пневматические и механические форсунки.

При непосредственном контакте теплоносителя — воздуха с распыленным материалом почти мгновенно протекает тепломассообменный процесс. Продолжительность пребывания материала в сушилке не превышает 50 с.

Преимущество распылительных сушилок — возможность использования теплоносителей с высокой температурой даже для сушки термолабильных материалов.

Однако распылительные сушилки имеют сравнительно небольшой удельный съем влаги в пределах до 20 кг/м^3 , большой расход теплоносителя и, как следствие, значительную материало- и энергоемкость.

При механическом методе распыления используются форсунки (рис. 22.22), в которые жидкость подается при давлении $2,5 \dots 20 \text{ МПа}$. Качество распыления зависит от степени турбулентности струи, выходящей из сопла форсунки. Для создания турбулентности в форсунке имеется насадка с тангенциальными канавками для закручивания потока. Распад струй на капли вызван асимметричными и волнообразными колебаниями внутри струи, возникающими в результате турбулентности, взаимодействия газа и струи жидкости

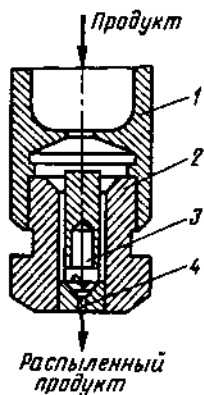


Рис. 22.22. Центробежная механическая форсунка:

1 — патрубок для подвода продукта; 2 — корпус; 3 — завихритель; 4 — сопло

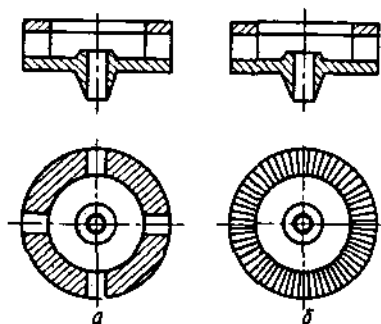


Рис. 22.23. Распылительные диски:
а — 4-лопастный; б — 24-лопастный

и влияния сил поверхностного натяжения. Размер капель зависит от конструкции форсунки, скорости истечения жидкости из форсунки и физических свойств жидкости и газа. Диаметр капель уменьшается при увеличении давления в форсунке, снижении вязкости и поверхностного натяжения жидкости, а также при уменьшении диаметра отверстия сопла форсунки.

Механические форсунки делятся на струйные и центробежные. Механические форсунки применяют в основном для грубого и тонкого распыления раствора. Для этих форсунок характерна сложность регулирования производительности, но они просты по конструкции и имеют низкие энергозатраты при эксплуатации.

В пневматических форсунках распыление происходит скоростной струей газа или пара, который подается под давлением 0,1...0,6 МПа. Такими форсунками распыляют растворы, пасты, эмульсии, мелкодисперсные суспензии.

Широкое распространение получило распыление центробежными дисками, вращающимися с частотой до 40 000 мин⁻¹, в поток теплоносителя.

На рис. 22.23 представлены две конструкции распылительных дисков. Выброс жидкости из диска, в котором она приобретает вращательное движение, происходит через каналы, образованные лопатками, либо через форсунки и сопла. С увеличением числа каналов возрастает производительность сушилки. Диски различаются диаметром и шириной канала. Использование сопловых дисков может приводить к наростам влажного материала на стенках сушилки.

Расстояние полета частицы зависит от диаметра капель, их скорости на выходе из диска, физических свойств раствора и теплоносителя, от расхода теплоносителя и раствора, схемы взаимодействия потоков.

Центробежное распыление суспензий имеет ряд преимуществ, а именно: позволяет распылять суспензии с широким распределением частиц по размерам, при этом качество распыления не зависит от расхода суспензии.

Существенные особенности конструкции распылительных сушилок — число и способ установки распылителей, места ввода и вывода теплоносителя. По схемам взаимодействия потоков теплоносителя и материала сушилки бывают прямоточными, противоточными и со сложным взаимодействием потоков.

Сушилки с центробежными распылителями работают в большинстве случаев по прямоточной схеме. Процесс характеризуется интенсивными радиальными потоками газа и материала от диска к стенкам камеры. Если диск расположен недалеко от потолка, то может иметь место отложение продукта на стенке потолка. Для пре-

дотвращения образования наростов в зону между потолком и факелом подводится теплоноситель.

Наиболее эффективно работает сушилка, когда теплоноситель подводится к корню факела распыла. При этом тепломассообмен протекает на горизонтальном участке от факела до стенки камеры. Для подвода теплоносителя используют газовые диспергаторы.

Для расчета теплообмена в условиях сушки распылением может быть рекомендовано уравнение

$$Nu=2+0,51Re^{0,52}Pr^{0,33}. \quad (22.44)$$

Часто распылительные сушилки работают в комплекте с сушилками с псевдоожиженным или виброаэропсевдоожиженным слоем, которые применяются как вторая ступень сушки для удаления связанной влаги.

Двухступенчатая сушильная установка, первая ступень которой — распылительная сушилка, а вторая — сушилка с псевдоожиженным слоем, представлена на рис. 22.24. Высушиваемый материал подается насосом в распылительную сушилку с центробежным распылителем. Подсушенный твердый материал из конической части сушилки подается секторным дозатором в сушилку с псевдоожиженным слоем на досушку. Выходящий из сушилок воздух очи-

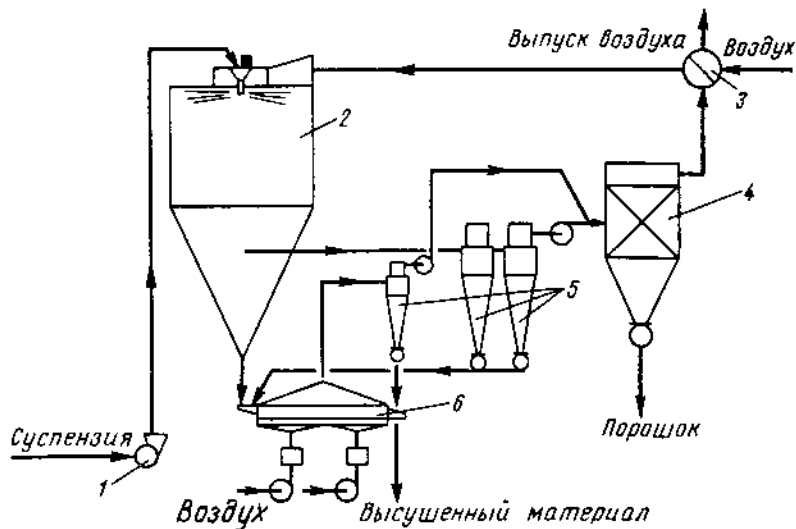


Рис. 22.24. Схема двухступенчатой сушильной установки:

1 — насос; 2 — распылительная сушилка; 3 — теплообменник; 4 — ленточный фильтр; 5 — циклоны; 6 — сушилка с псевдоожиженным слоем

щается в циклонах и мешочном фильтре и либо выбрасывается в атмосферу, либо нагревается в теплообменнике и вновь поступает в распылительную сушилку. Отделенная в циклонах пыль может подаваться в сушилку за псевдоожиженным слоем.

Сушильная установка с разбрызгивающим диском, предназначенная для сушки пастообразных продуктов, например отфильтрованных осадков, показана на рис. 22.25. Влажный материал загружается в коническую часть сушилки шнековым дозатором. Материал перемешивается в конической части сушилки рамной мешалкой и попадает на разбрызгивающий диск, который отбрасывает материал к стенкам сушилки. Горячий газ подается в нижнюю часть конуса под разбрызгивающий диск и через кольцевую щель, образуемую диском и корпусом, поступает в сушилку, формируя псевдоожиженный слой в конической части сушилки. По мере высыхания частицы материала выносятся из сушилки и улавливаются в циклоне.

Такие сушилки используют в агрегатах с распылительной сушилкой или самостоятельно. Разработаны схемы с замкнутым контуром для сушки материалов, окисляющихся кислородом воздуха, а также для сушки взрывоопасных материалов.

Сублимационные сушилки применяют для сушки ценных пищевых продуктов, когда к высушенному продукту предъявляют высокие требования в отношении сохранения его биологических свойств

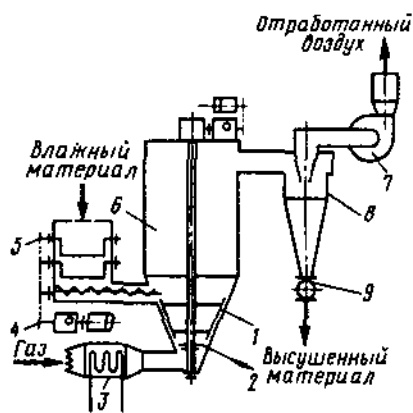


Рис. 22.25. Схема сушилки для сушки пастообразных материалов:

1 — перемешивающее устройство; 2 — распределительный диск; 3 — калорифер; 4 — электродвигатель; 5 — загрузочный бункер; 6 — сушилка; 7 — вентилятор; 8 — циклон; 9 — шнековый дозатор

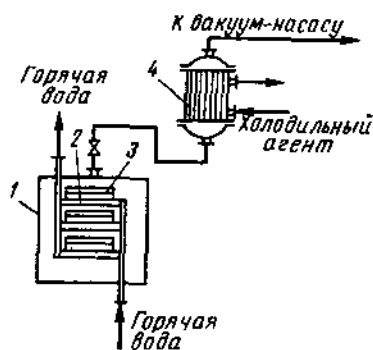


Рис. 22.26. Сублимационная сушилка:
1 — сушильная камера; 2 — плита; 3 — противень; 4 — конденсатор-вымораживатель

при длительном хранении, например мяса в замороженном состоянии, овощей, фруктов и других продуктов. Сублимационную сушку проводят в глубоком вакууме при остаточном давлении 133,3...13,3 Па (1,0...0,1 мм рт. ст.) и при низких температурах.

При сублимационной сушке замороженных продуктов находящаяся в них влага в виде льда переходит непосредственно в пар, минуя жидкое состояние.

Перенос влаги в виде пара от поверхности испарения происходит путем эффузии, т.е. свободного движения молекул пара без взаимных столкновений друг с другом.

Сублимационная сушилка (рис. 22.26) состоит из сушильной камеры (сублиматора), в которой расположены пустотелые плиты, и конденсатора — вымораживателя. В плитах циркулирует горячая вода. Высушиваемый материал в противнях размещается на плитах. Противни имеют специальные бортики, которые обеспечивают воздушную прослойку между плитами и противнями. Теплота от плит к противням передается за счет радиации. Образовавшаяся при сушке паровоздушная смесь из сублиматора поступает в конденсатор-вымораживатель — кожухотрубный теплообменник, в межтрубном пространстве которого циркулирует хладагент — аммиак. Конденсатор-вымораживатель включают в циркуляционный контур с испарителем аммиачной холодильной установки и соединяют с вакуум-насосом, предназначенным для отсасывания несконденсировавшихся газов. В трубах конденсатора происходят конденсация и вымораживание водяных паров. Обычно сублимационные сушилки имеют два попеременно работающих конденсатора: в то время как в одном конденсаторе происходят конденсация и замораживание, другой размораживается для удаления льда.

Влагу удаляют из материала в три стадии. На первой стадии при снижении давления в сушильной камере происходят самозамораживание влаги и сублимация льда за счет теплоты, отдаваемой материалом. При этом удаляется до 15% всей влаги. Вторая стадия — сублимация, при которой удаляется основная часть влаги. На третьей стадии тепловой сушки удаляется оставшаяся влага.

По энергоемкости сублимационная сушка приближается к сушке при атмосферном давлении.

Терморadiационная сушилка применяется, например, для термообработки зерновых материалов, таких, как фасоль, горох, ячмень и др. При сушке инфракрасными лучами теплота для испарения влаги подводится термоизлучением. Генератором, излучающим теплоту, являются специальные лампы или нагретые керамические или металлические поверхности.

При сушке термоизлучением на единицу поверхности материала в единицу времени приходится значительно больше теплоты, чем при сушке нагретыми газами или при контактной сушке. Процесс

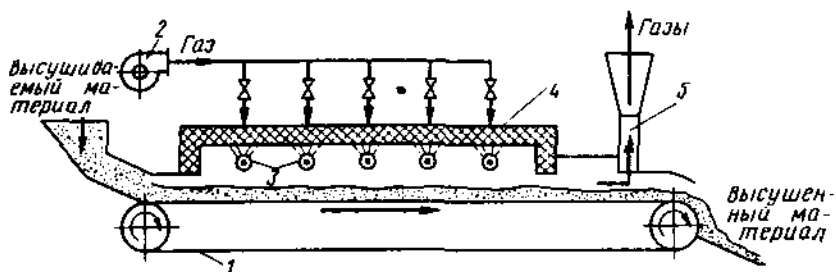


Рис. 22.27. Радиационная сушилка:

1 — конвейер; 2 — газодувка; 3 — газовые горелки; 4 — излучатель; 5 — выхлопная труба

сушки значительно ускоряется. Так, продолжительность сушки инфракрасными лучами тонкослойных материалов сокращается в 30...100 раз.

На рис. 22.27 представлена схема радиационной сушилки с излучателями, обогреваемыми газами.

Газовые радиационные сушилки проще по конструкции и дешевле сушилок, оборудованных лампами. Излучатели нагреваются газом, сжигаемым непосредственно под излучателями, или же топочными газами, поступающими внутрь излучателей. Выбор излучателей определяется свойствами высушиваемого материала.

Для интенсификации сушки сушилки должны работать в осциллирующем режиме, чтобы термодиффузионный поток влаги, направленный вследствие температурного градиента внутрь материала, не препятствовал диффузии влаги с поверхности (см. раздел 22.4 «Кинетика сушки»).

Высокочастотные сушилки в последнее время нашли применение для выпечки толстослойных изделий, например тортов. При высокочастотной сушке можно регулировать температуру и влажность не только на поверхности, но и по толщине материала.

СВЧ-сушилка (рис. 22.28) состоит из лампового высокочастотного генератора и сушильной камеры, внутри которой находится ленточный конвейер. Переменный ток из сети частотой 50 Гц поступает в выпрямитель, а затем в генератор, где преобразуется в переменный ток высокой частоты. Этот ток подводится к пластинам конденсатора, которые расположены с обеих сторон ленточного

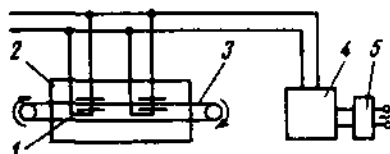


Рис. 22.28. СВЧ-сушилка:

1 — пластинка конденсатора; 2 — сушильная камера; 3 — ленточный конвейер; 4 — ламповый высокочастотный генератор; 5 — выпрямитель

конвейера. Под действием поля высокой частоты ионы и электроны материала меняют направление движения синхронно с изменением знака заряда пластин конденсатора. Дипольные молекулы получают вращательное движение, а неполярные поляризуются из-за смещения их электрических зарядов. В результате этих процессов в материале выделяется теплота и материал нагревается. Изменяя напряженность электрического поля, можно регулировать скорость сушки.

При высокочастотной сушке требуются высокие удельные расходы энергии (2,5...5 кВт·ч на 1 кг испаренной влаги). Конструкция высокочастотных сушилок более сложная и дорогая, чем конвективных и контактных. Поэтому высокочастотные сушилки целесообразно применять для термообработки дорогостоящих пищевых продуктов.

Контрольные вопросы и задания. 1. Какой процесс называется сушкой? 2. Почему сушка является сложным теплообменным процессом? 3. Какие виды сушки применяют в пищевых производствах? 4. Что является движущей силой сушки? Когда происходит сушка и когда — увлажнение материала? 5. По каким данным и как определяется характер связи влаги с материалом? 6. Что такое энергия связи с материалом? Чему равняется расход теплоты на удаление свободной влаги? 7. Чему равняется общий расход теплоты на сушку? Как определить расход теплоты на удаление связанной влаги? 8. Почему процесс сушки разделяется на первый и второй периоды? 9. Какие факторы определяют скорость сушки в первом периоде? 10. Какие факторы определяют скорость сушки во втором периоде? 11. Почему для описания процесса сушки во втором периоде используют приближенный закон? 12. На что расходуется теплота при конвективной сушке? 13. Чем отличается идеальная сушка от реальной? 14. Как построить реальный процесс сушки в i — x -диаграмме? 15. Какие известны конструкции конвективных сушилок? 16. Какие известны конструкции контактных сушилок? 17. Какие материалы целесообразно сушить в конвективных сушилках, а какие — в контактных? 18. Какие продукты-сушат в распылительных сушилках? Почему в ряде случаев сушильные установки делают двухступенчатыми? 19. Каким путем теплота теплоносителя к материалу передается в конвективных и контактных сушилках? 20. Какие специальные виды сушки известны? 21. В каких случаях применяют сублимационную сушку? На чем она основана?

Задача 22.1. Определить расход теплоты в калорифере и сухого воздуха в теоретической сушилке для удаления из влажного материала 200 кг/ч влаги. Начальное состояние воздуха $t_0 = 10$ °С; $\varphi = 70$ %, а на выходе из сушилки $t_2 = 40$ °С; $\varphi = 60$ %.

По диаграмме Рамзина (см. рис. 1 в приложении) находим $x_1 = 0,006$ кг/кг, $x_2 = 0,027$ кг/кг. По формуле (22.29) определим удельный расход сухого воздуха

$$l = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1}{0,027 - 0,006} = 47,6 \text{ кг на 1 кг испаренной влаги.}$$

Удельный расход теплоты в калорифере теоретической сушилки определим из уравнения (22.33) или по i — x -диаграмме:

$$q_k = l(i_1 - i_0) = 47,6(110 - 25) = 4046 \text{ кДж/кг,}$$

где i_1 — удельная энтальпия воздуха после калорифера, Дж/кг ($i_1 = 110$ кДж/кг); i_0 — удельная энтальпия начального воздуха, кДж/кг ($i_0 = 25$ кДж/кг).

Расход сухого воздуха $L = Wl = 200 \cdot 47,6 = 9520$ кг/ч.

Расход теплоты $Q = Wq_k = 200 \cdot 4046 / 3600 = 224,78$ кВт.

Задача 22.2. Определить расход воздуха, расход и давление греющего пара для сушки $G_n=320$ кг/ч материала в непрерывнодействующей противоточной сушилке, если начальная влажность материала $W_1=40\%$, конечная влажность $W_2=10\%$. Температура материала, поступающего на сушку, $t_n=20$ °С, температура материала, выходящего из сушилки, $t_2=50$ °С. Температура и относительная влажность свежего воздуха до калорифера $t_0=15$ °С, $\varphi_0=70\%$; отработанного после сушки — $t_2=45$ °С, $\varphi_2=60\%$. Удельная теплоемкость высушенного материала $c_2=2,35 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К). Масса ленточного конвейера $G_r=200$ кг. Тепловые потери в окружающую среду 10% расхода теплоты на сушку. Влажность пара $x=5\%$.

Количество испаренной влаги в сушилке определим по формуле (22.23)

$$W=G_n \frac{W_1-W_2}{100-W_2} = 320 \frac{40-10}{100-10} = 106,7 \text{ кг/ч.}$$

По i - x -диаграмме находим влагосодержание и энтальпию начального воздуха и воздуха, выходящего из сушилки; $x_1=0,0077$ кг/кг; $x_2=0,038$ кг влаги на 1 кг сухого воздуха; $i_0=35$ кДж/кг; $i_2=145$ кДж/кг.

Массовый расход сухого воздуха в сушилке находим из уравнения (22.28)

$$L = \frac{W}{x_2-x_1} = \frac{106,7}{0,038-0,0077} = 3521,5 \text{ кг/ч.}$$

Расход теплоты в теоретической сушилке

$$Q=L(i_2-i_0)=3521,5 \frac{(145-35)10^3}{3600} = 107 \text{ 600 Вт.}$$

Расход теплоты на подогрев материала $Q_m=G_n c_c (t_n-t_2)=213,3 \cdot 2,35 \cdot 10^3 (50-20)/3600=4177$ Вт, где количество высушенного материала $G_c=G_n-W=213,3$ кг/ч.

Расход теплоты на подогрев ленточного конвейера $Q_r=G_r c_r (t_{r,k}-t_{r,n})=200 \cdot 0,5 \cdot 10^3 (50-20)/3600=833$ Вт, где $c_r=0,5 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость стали.

Количество теплоты, вносимое влагой, $W c_{r,k} t_n=106,7 \cdot 4,19 \cdot 20 \cdot 10^3/3600=2483$ Вт.

Общее количество теплоты, которое нужно подвести в калорифере, $Q_{\text{общ}}=(107 \text{ 600}+4177+833-2483)1,05=115 \text{ 633,4}$ Вт.

В то же время $Q_{\text{общ}}=L(i_1-i_0)=115 \text{ 633,4}$ Вт; $i_1-i_0=Q_{\text{общ}}/L=115 \text{ 633,4}/3521,5=33,1$ кДж/кг; $i_1=118,211 \cdot 10^3+33,1 \cdot 10^3=151,311$ кДж/кг.

Находим по i - x -диаграмме температуру воздуха на выходе из калорифера по значениям i_1 и x_1 : $t_1 \approx 131$ °С. Принимаем температуру греющего пара в калорифере на 10 °С больше температуры выходящего из калорифера воздуха. Тогда $t_{p,0}=135+10=145$ °С. Этой температуре соответствует давление насыщенного водяного пара $p=0,4157$ МПа.

Массовый расход греющего пара в калорифере

$$D = \frac{Q_{\text{к}}}{r_{\text{к}}} = \frac{115 \text{ 633,4}}{2125 \cdot 10^3 \cdot 0,95} = 0,0573 \text{ кг/с (206 кг/ч),}$$

где r — теплота конденсации насыщенного водяного пара при $p=0,4157$ МПа, Дж/кг. Удельный расход пара $d=D/W=206/106,7=1,93$ кг на 1 кг испаренной влаги.

КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

23.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Кристаллизация — один из распространенных и наиболее эффективных методов получения вещества в чистом виде.

Кристаллизацией называют процесс выделения твердой фазы в виде кристаллов из растворов и расплавов. Кристаллы представляют собой твердые тела различной геометрической формы, ограниченные плоскими гранями. Кристаллы, содержащие молекулы воды, называют кристаллогидратами.

В пищевой технологии выделение твердой фазы из растворов или расплавов в виде кристаллического продукта является завершающей стадией технологического процесса получения сахарозы, глюкозы, соли и других кристаллических продуктов.

Кристаллизацию, как правило, проводят из водных растворов. При понижении температуры или удалении части растворителя уменьшается растворимость твердого вещества. Раствор становится пересыщенным, и твердое вещество выпадает из раствора в осадок.

Производственный технологический процесс, кристаллизации состоит из нескольких стадий: кристаллизация, отделение кристаллов от маточных растворов, перекристаллизация (если требуется), промывка и сушка кристаллов.

23.2. СТАТИКА ПРОЦЕССА

Твердые вещества в зависимости от того, как меняется их растворимость с повышением температуры, могут обладать «положительной» или «отрицательной» растворимостью. Если растворимость увеличивается с повышением температуры, такие вещества обладают «положительной» растворимостью, если снижается, говорят об «отрицательной» растворимости вещества в данном растворителе.

Раствор, находящийся в равновесии с твердой фазой при данной температуре, называют **насыщенным**. В таких растворах между твердым веществом и раствором имеет место динамическое равновесие, характеризующееся тем, что в единицу времени количество частиц, растворяющихся из кристаллов и переходящих в раствор, равно числу частиц, кристаллизующихся в растворе и переходящих в твердую фазу.

Пересыщенными называют такие растворы, в которых концентрация растворенного вещества больше его растворимости. Пересыщенные растворы неустойчивы, легко переходят в насыщенные растворы. При таком переходе из пересыщенных растворов выпадает твердая фаза.

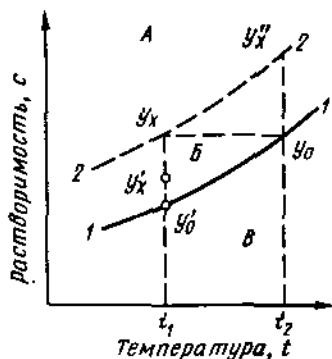


Рис. 23.1. Диаграммы состояния растворов:

1—1 — кривая растворимости; 2—2 — граница метастабильной области; А — область лабильных растворов; Б — область метастабильных растворов; В — область стабильных растворов

Поведение растворов с изменением их температуры характеризуют диаграммы состояния растворов (рис. 23.1). Растворы при концентрациях, соответствующих лабильной области, кристаллизуются очень быстро,

а растворы при концентрациях, соответствующих метастабильной области, кристаллизуются сравнительно медленно в зависимости от температуры раствора, скорости отвода теплоты или скорости испарения растворителя, перемешивания и других факторов.

Для растворов веществ, зависимость которых от температуры неярко выражена, переход в область пересыщенных растворов происходит только при очень значительном снижении температуры. При изменении температуры от t_2 до t_1 количество выпавшей из раствора твердой фазы невелико и пропорционально изменению концентрации раствора $y_x - y_0$.

Пересыщение раствора может быть достигнуто и при постоянной температуре t_2 путем удаления части растворителя. При этом из раствора выпадает часть твердой фазы, пропорциональная разности концентраций $y_x' - y_0$. Следовательно, кристаллизацию таких растворов можно провести как снижением температуры раствора, так и путем удаления части растворителя.

Для веществ с ярко выраженной зависимостью растворимости от температуры оптимальным методом кристаллизации является снижение температуры.

Если растворимость вещества не изменяется с увеличением температуры, то кристаллизация осуществляется путем удаления растворителя.

23.3. КИНЕТИКА И УСЛОВИЯ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Переход вещества из раствора в твердую фазу осуществляется путем диффузии растворенного вещества через пограничный слой, окружающий поверхность кристалла. Скорость процесса кристаллизации может определяться скоростью диффузии растворенного вещества через пограничный слой либо скоростью слияния вещества с телом кристалла либо зависеть от обеих стадий одновременно.

Рассмотрим процесс кристаллизации сахарозы. В процессе роста кристаллы окружены пограничным слоем пересыщенного межкристалльного раствора толщиной δ . Избыток молекул сахарозы из этого слоя пересыщенного раствора быстро выделяется на поверхности кристаллов, и раствор становится насыщенным с концентрацией сахарозы y_n . На некотором расстоянии от граней кристаллов в окружающем растворе сохраняется пересыщение с концентрацией сахарозы y_p .

Вследствие разности концентраций $y_p - y_n$ сахара диффундирует через пограничный слой раствора. Приблизившись к граням кристаллов, молекулы сахарозы переходят в кристаллическую решетку — происходит фазовый переход. Таким образом, скорость роста кристаллов обусловлена скоростью диффузии сахарозы и скоростью фазового перехода на границе раздела фаз. Если скорость фазового перехода намного выше скорости диффузии сахарозы, то лимитирующей стадией процесса кристаллизации сахарозы является ее диффузия. Скорость роста кристаллов сахарозы можно выразить уравнением, аналогичным (16.9):

$$dM/d\tau = [DF(y_p - y_n)]/\delta, \quad (23.1)$$

где dM — количество вещества, выкристаллизованного в единицу времени; D — коэффициент диффузии; F — площадь поверхности кристаллов, на которых выкристалливается вещество; y_p — концентрация вещества в объеме пересыщенного раствора; y_n — концентрация вещества у поверхности кристалла (принимается равной концентрации раствора); δ — толщина пограничного слоя раствора, в котором концентрация изменяется от y_n до y_p .

Интегрируя уравнение (23.1), получаем $M = [D(y_p - y_n)F\tau]/\delta$.

Скорость кристаллизации

$$M/(F\tau) = D(y_p - y_n)/\delta. \quad (23.2)$$

Толщина пограничного слоя, имея в виду ламинарный характер обтекания кристалла пересыщенным раствором,

$$\delta \approx (\mu/v)^{0,5}, \quad (23.3)$$

где μ — динамическая вязкость насыщенного раствора; v — скорость движения кристалла в растворе.

Согласно закону Стокса $v = 1/\mu$.

Зависимость коэффициента диффузии от абсолютной температуры T и вязкости μ по Эйнштейну имеет вид $D = kT/\mu$, где k — некоторая постоянная величина, зависящая от природы диффундирующего вещества.

Тогда, подставляя $\delta = (\mu/\nu)^{0,5} = [\mu/(1/\mu)]^{0,5} = \mu$ и $D = kT/\mu$ в уравнение (23.2), получим

$$M/(F\tau) = kT(y_n - y_n)/\mu^2. \quad (23.4)$$

При $\mu^2 = 1$ значение коэффициента k равно 2318. Тогда уравнение примет вид

$$M/(F\tau) = 2318(y_n - y_n)/\mu^2, \quad (23.5)$$

где $M/(F\tau)$ — скорость кристаллизации сахарозы, мг/(м²·мин); $y_n - y_n$ — разность концентраций, г на 100 г раствора; μ — динамическая вязкость насыщенного раствора при данной температуре, мПа·с.

Уравнение (23.5) применимо для общей качественной оценки процесса роста кристаллов сахарозы в чистых и технических растворах.

Основными факторами, определяющими скорость кристаллизации, являются степень пересыщения раствора, температура, образование центров кристаллизации, интенсивность перемешивания, наличие примесей в растворе.

Процесс кристаллизации состоит из двух стадий: образование центров кристаллизации и рост кристаллов.

Оптимизация процесса кристаллизации заключается в устойчивом регулируемом кристаллообразовании, росте кристаллов, регулируемом отводе или подводе теплоты в системе. Количество и размер зародышей кристаллов зависят от скорости достижения пересыщения раствора и его температуры. Отвод или подвод теплоты должен происходить по определенному закону с определенной скоростью. При слишком быстром переохлаждении раствора или его концентрировании можно затормозить образование зародышей и рост кристаллов.

Образование центров кристаллизации в пересыщенных или переохлажденных растворах может инициироваться искусственно, например при добавлении в раствор тонкодисперсных частиц или «затравки», или возникать самопроизвольно.

При самопроизвольном возникновении кристаллов имеет место индукционный период, в котором видимой кристаллизации не происходит. В этот период зародыши кристаллов находятся в подвижном равновесии с раствором. Массовая кристаллизация начинается после нарушения подвижного равновесия между зародышами и раствором. Скорость образования зародышей кристаллов увеличивается с повышением температуры, при перемешивании или встряхивании раствора.

Рост кристаллов происходит на сформированном зародыше за счет адсорбции частиц растворенного вещества из раствора. Кри-

сталл растет одновременно по всем граням, однако с различной скоростью роста, что приводит к изменению формы и размеров кристаллов в процессе кристаллизации. При получении кристаллического сахара, соли требуются максимальная однородность кристаллов и их правильная форма.

Форма кристаллов в основном зависит от природы кристаллизуемого вещества. Кристаллы правильной формы с хорошо развитыми гранями получают при свободном и равномерном обтекании их раствором. При трении кристаллов о стенки или механические устройства внутри аппарата происходит нарушение формы кристалла за счет сглаживания его ребер, что снижает качество продукта.

Неоднородность получаемых кристаллов связана, как правило, с плохим перемешиванием раствора. Однако интенсивное перемешивание раствора, с одной стороны, увеличивает скорость кристаллизации, а с другой — способствует образованию мелких кристаллов.

На практике применяют соответствующие приемы для вывода мелких кристаллов из зоны кристаллизации.

Увеличение однородности кристаллов достигается их последующей классификацией.

Чистота кристаллов зависит от условий проведения кристаллизации, а также от фильтрования и промывки кристаллов. Посторонние примеси могут попасть внутрь кристаллов с маточным раствором или адсорбироваться гранями кристаллов. Мелкие кристаллы, как правило, больше сорбируют примесей из маточного раствора.

23.4. МЕТОДЫ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Процесс кристаллизации можно проводить периодически или непрерывно. Периодическую кристаллизацию применяют в малотоннажных производствах. В крупнотоннажных производствах, например в сахарной промышленности, процессы кристаллизации организованы по непрерывной схеме.

В пищевой промышленности используют следующие методы кристаллизации: с частичной отгонкой воды, с охлаждением или нагреванием исходного раствора, комбинированно.

Кристаллизация с частичной отгонкой воды осуществляется в вакуум-аппаратах. Отгонка воды происходит путем ее испарения. В тех же вакуум-аппаратах проводят кристаллизацию раствора.

На сахаропесочных и рафинадных заводах сахарные сиропы поступают на уваривание (концентрирование) в вакуум-аппараты с целью кристаллизации сахара из пересыщенного раствора. Полученный после уваривания продукт называется утфелем.

Недостаток этого метода кристаллизации — отложение кристал-

лов на поверхностях теплопередачи вакуум-аппаратов. Выпадение кристаллов на трубах и стенках аппаратов затрудняет их выгрузку.

Кристаллизация с охлаждением растворов водой или воздухом позволяет получить пересыщенные растворы.

23.5. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВЫЙ БАЛАНСЫ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Общий материальный баланс кристаллизации описывается формулой

$$G_n = G_{кр} + G_m + W, \quad (23.6)$$

где G_n , $G_{кр}$, G_m — массы соответственно исходного раствора, полученных кристаллов и маточного раствора, кг; W — масса удаленной воды, кг.

Баланс по абсолютно сухому растворенному веществу

$$G_n x_n = G_{кр} a + G_m x_m,$$

где x_n , x_m — концентрации соответственно исходного и маточного растворов, массовые доли; $a = M/M_{кр}$ — отношение молекулярных масс абсолютно сухого растворенного вещества и кристаллосольвата, при кристаллизации без присоединения молекул воды $M = M_{кр}$; $a = 1$.

Массу удаленного растворителя при $a = 1$ находят по формуле

$$W = G_{кр} / G_n (1 - x_n / x_m). \quad (23.7)$$

Массу образовавшихся кристаллов определяют совместным решением уравнений (23.6) и (23.7):

$$G_{кр} = \frac{G_n(x_n - x_m) - W x_m}{x_n - a}. \quad (23.8)$$

При испарении воды в воздух масса сухого воздуха (в кг) определяется из уравнения $L = W(x_2 - x_1)$, где x_2 и x_1 — соответственно конечное и начальное влагосодержание воздуха, кг влаги на 1 кг сухого воздуха.

В случае кристаллизации без отгонки растворителя ($W = 0$)

$$G_{кр} = \frac{G_n(x_n - x_m)}{a - x_m}. \quad (23.9)$$

При $a = 1$

$$G_{кр} = \frac{G_n(x_n - x_m)}{1 - x_m}. \quad (23.10)$$

Рассмотрим кристаллизацию с отгонкой части воды. На кристаллизацию поступает исходный раствор G_n , из которого образуется $G_{кр}$ кристаллов и G_m маточного раствора.

Для отгонки растворителя в кристаллизатор подается D греющего пара (рис. 23.2).

Введем обозначения: $i_p, i_{кр}, i_m, i_{вт}, i', i''$ — удельные энтальпии соответственно раствора, кристаллов, маточного раствора, вторичного пара, греющего пара и конденсата, кДж/кг; $r_{кр}$ —

теплота образования кристаллической решетки кристаллов, кДж/кг; Δq — тепловой эффект концентрирования раствора от x_n до x_m .

При кристаллизации раствора происходит образование кристаллической решетки и выделяется некоторое количество теплоты (теплота затвердевания), а при растворении вещества требуются затраты теплоты. Если растворяемое вещество вступает в химическое взаимодействие с растворителем с образованием гидратов, при этом выделяется теплота. Суммарной тепловой эффект кристаллизации в зависимости от теплоты затвердевания и образования гидратов может быть положительным или отрицательным.

С учетом введенных обозначений теплота кристаллизации $Q_{кр} = Q_{кр} r_{кр}$, теплота гидратации $Q_r = \pm \Delta q G_m x_m$.

Согласно схеме тепловых потоков (см. рис. 23.2) тепловой баланс можно представить равенством

$$G_n i_p + G_{кр} r_{кр} \pm \Delta q G_m x_m + D i'' = G_{кр} i_{кр} + G_m i_m + W i_{вт} + D i' + Q_n, \quad (23.11)$$

откуда можно определить расход пара на кристаллизацию по уравнению

$$Q = D(i'' - i') = G_{кр} i_{кр} + G_m i_m + W i_{вт} + Q_n - G_n i_p - G_{кр} r_{кр} \pm \Delta q G_m x_m;$$

$$D = Q / (i'' - i').$$

В случае охлаждения раствора массовый расход охлаждающей воды

$$G_a = \frac{Q_{охл}}{G_a c_a (t_k - t_w)}; \quad (23.12)$$

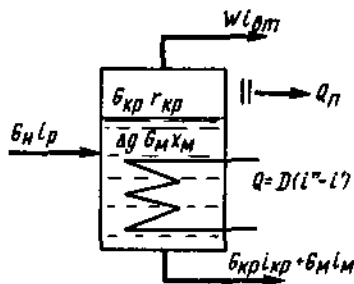


Рис. 23.2. Схема тепловых потоков

охлаждающего воздуха

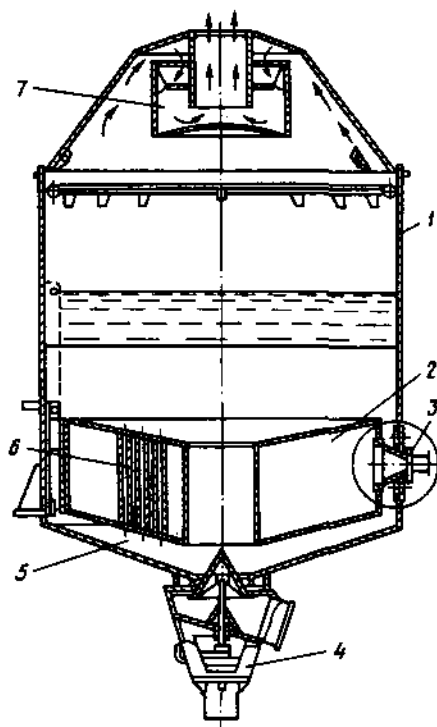
$$L = \frac{Q_{\text{охл}}}{i_k - i_n}, \quad (23.13)$$

где t_k, t_n — соответственно конечная и начальная температуры воды, °С; i_k, i_n — соответственно конечная и начальная энтальпии воздуха, кДж/кг.

Площади поверхности нагрева и охлаждения кристаллизаторов рассчитывают по формулам для теплообменников (см. главу 13).

23.6. УСТРОЙСТВО КРИСТАЛЛИЗАТОРОВ

Кристаллизаторы по принципу действия делятся на аппараты периодического и непрерывного действия с отгонкой части растворителя и с охлаждением раствора. Как уже было сказано, кристаллизация с частичной отгонкой воды осуществляется в вакуум-аппаратах. Интересной разновидностью являются кристаллизаторы с псевдооживленным слоем.



Вакуум-аппарат с естественной циркуляцией периодического действия с подвесной греющей камерой показан на рис. 23.3. Греющая камера состоит из двух конических трубчатых решеток, в которых развальцованы греющие трубы. По оси греющей камеры расположена циркуляционная труба. Между корпусом греющей камеры и стенками аппарата имеется кольцевое пространство, в котором циркулирует уфель.

В вакуум-аппаратах применяют специальное устройство для подвода пара в греющую камеру, которое воспринимает температурные деформации,

Рис. 23.3. Вакуум-аппарат с подвесной греющей камерой:
1 — корпус; 2 — греющая камера; 3 — устройство для ввода пара; 4 — циркуляционная труба; 5 — днище; 6 — греющая труба; 7 — сепаратор инерционного типа

возникающие при расширении греющей камеры и корпуса аппарата, и обеспечивает герметичность. Это устройство представляет собой конический патрубок, жестко соединенный с греющей камерой; с корпусом аппарата он соединен при помощи мембраны, воспринимающей температурные деформации.

Для улучшения циркуляции утфеля используют способ вдвухания пара в нижнюю часть греющей камеры. Для этого под основной греющей камерой встраивают дополнительную греющую камеру с отверстиями для выхода пара. Пар, выходящий из трубок, поступает в греющие трубы основной камеры с большой скоростью, дробится на мелкие пузырьки и смешивается с утфелем, интенсифицируя тем самым циркуляцию.

Греющие камеры вакуум-аппаратов, применяемых в сахарном производстве, могут иметь различную конструкцию.

Распространение получили вакуум-аппараты с подвесными греющими камерами, верхние и нижние решетки которых выполняются коническими, сферическими, двускатными и др. Пар поступает в межтрубчатое пространство греющих камер, а увариваемый продукт перемещается внутри труб.

Диаметр греющей камеры в большинстве конструкций вакуум-аппаратов меньше диаметра корпуса аппарата. Между стенками греющей камеры и корпусом вакуум-аппарата образуется кольцевое пространство, по которому циркулирует утфель.

На рис. 23.4 показаны конструкции наиболее распространенных в сахарной промышленности греющих камер вакуум-аппаратов.

Сепарирующие устройства в вакуум-аппаратах, как и в выпарных аппаратах, предназначены для отделения от вторичного пара капель продукта. В вакуум-аппаратах продукт имеет большую вязкость, поэтому используются сепараторы инерционного типа, которые устанавливаются над утфельным пространством в верхней части корпуса аппарата. К нижней части корпуса аппарата приваривают днище со спускным устройством для утфеля с гидравлическим и механическим управлением. Лучшими являются устройства клапанного типа.

Кристаллизаторы непрерывного действия состоят из концентратора, кристаллогенератора и камеры роста кристаллов. Конструкция аппарата должна обеспечивать интенсивную циркуляцию, препятствующую осаждению кристаллов в аппарате, улучшающую теплопередачу и обеспечивающую получение равномерных по величине кристаллов.

На рис. 23.5 представлен вакуумный кристаллизатор непрерывного действия, применяемый в сахарном производстве. Концентратор и кристаллогенератор выполнены в виде кольцевых сегментов с трубчатой поверхностью нагрева. Концентратор герметически отделен от других узлов аппарата, что позволяет создавать в нем избыточное давление, не зависящее от давления в других частях аппарата. Кристаллогенератор верхней открытой частью соединен

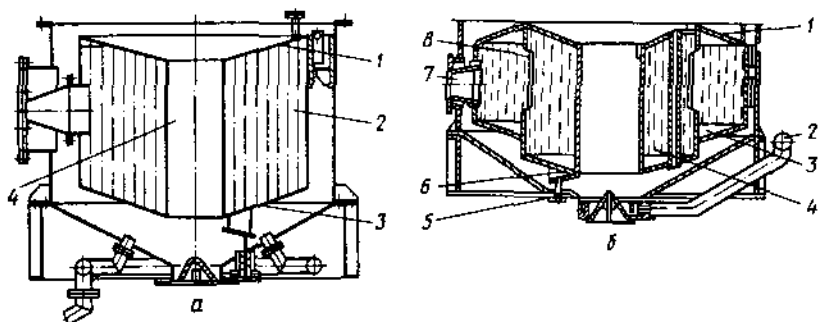


Рис. 23.4. Схемы греющих камер вакуум-аппаратов:

a — с коническими трубными решетками (1 — верхняя трубная решетка; 2 — греющая труба; 3 — нижняя трубная решетка; 4 — циркуляционная труба); *b* — конической двускатной формы (1 — трубная решетка; 2 — труба для ввода продукта; 3 — наружная часть греющей камеры; 4 — внутренняя часть греющей камеры; 5 — труба для отвода конденсата; 6 — карман для конденсата; 7 — штуцер для подвода пара; 8 — окно); *в* — без трубных решеток (1 — наставка; 2 — средняя часть греющей камеры; 3 — устройство для спуска утфеля; 4 — труба для отвода конденсата; 5 — карман; 6 — штуцер для подвода пара)

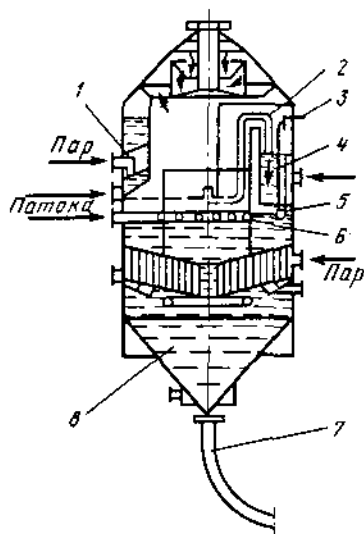
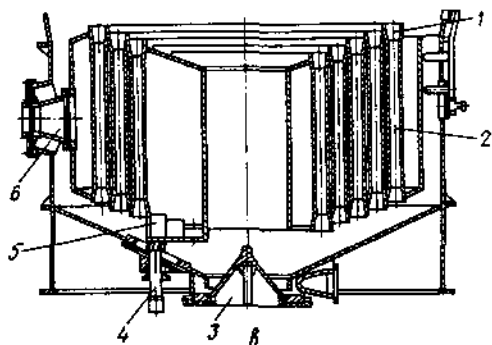


Рис. 23.5. Кристаллизатор непрерывного действия:

1 — концентратор; 2 — труба; 3 — штуцер для регулирования положения трубы; 4 — кристаллогенератор; 5 — сливная труба; 6 — барботер; 7 — выгрузочное устройство; 8 — камера роста кристаллов

с надутфельным пространством камеры роста кристаллов. Камера роста кристаллов выполнена в виде цилиндра, снабженного типовой поверхностью нагрева. При помощи цилиндрической и радиальных перегородок она разделена на четыре секции.

При установившемся режиме патока поступает в концентратор и в камеру роста кристаллов. В концентраторе при повышении давления патока сгущается при температуре, превышающей температуру кристаллообразования на 10...15 °С, поступает в кристаллогенератор, где она вскипает. При этом удаляется часть растворителя и снижается температура, что приводит к резкому росту коэффициента пересыщения. При циркуляции патоки происходит интенсивное образование кристаллов. Содержание кристаллов регулируется величиной перегрева патоки в концентраторе и количеством подаваемого в кристаллогенератор пара.

Утфель, полученный в кристаллогенераторе, непрерывно поступает в первую секцию камеры роста кристаллов, куда также непрерывно поступает патока. Утфель перетекает из первой секции в четвертую, уваривается и через выгрузочное устройство непрерывно удаляется из аппарата. Управление работой аппарата осуществляется автоматически.

Простейшие кристаллизаторы периодического действия — вертикальные цилиндрические аппараты со змеевиками и механическими мешалками. Процесс кристаллизации в них ведется одновременно с охлаждением раствора.

В пищевой технологии применяют в основном два типа кристаллизаторов: корытного типа и вращающиеся барабанные.

На рис. 23.6 показан кристаллизатор корытного типа с ленточной мешалкой. Вместо ленточной мешалки может использоваться шнековая мешалка, которая выполнена в виде бесконечного винта. Средний размер кристаллов в таких кристаллизаторах не превышает 0,5...0,6 мм.

Кристаллизаторы корытного типа довольно широко распространены в промышленности. Они просты в обслуживании и надежны в работе.

Барабанные кристаллизаторы бывают с водяным и воздушным охлаждением. При воздушном охлаждении кристаллы получаются более крупными из-за низкого коэффициента теплоотдачи от раствора к воздуху, но при этом производительность кристаллизатора значительно ниже, чем при водяном охлаждении.

Барабанный кристаллизатор представляет собой вращающийся цилиндрический барабан, наклоненный по ходу раствора к горизонту (рис. 23.7). Раствор поступает с верхнего конца барабана, а кристаллы выгружаются с нижнего конца. При вращении барабана кристаллизатора раствор смачивает стенки, увеличивая тем самым площадь поверхности испарения воды.

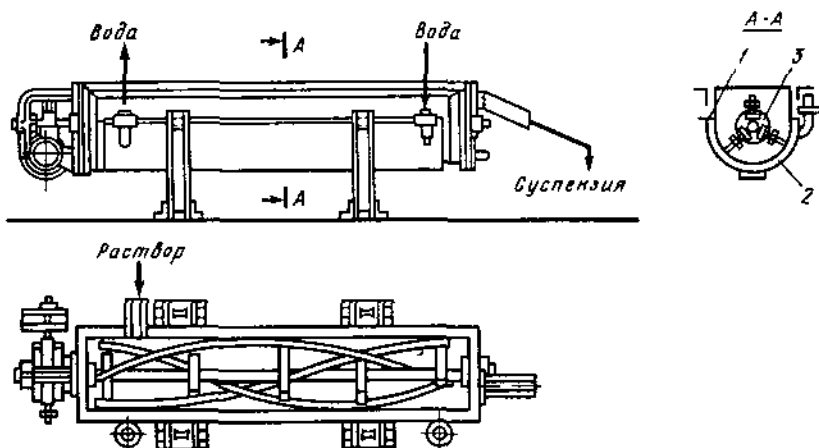


Рис. 23.6. Кристаллизатор с ленточной мешалкой:
1 — корытообразный корпус; 2 — водяная рубашка; 3 — мешалка

Барaban заключен в кожух, в который подаются охлаждающая вода либо воздух.

Теплоноситель движется в кожухе противотоком к раствору. Расход охлаждающей воды составляет примерно 5 м^3 на 1 м^3 раствора. Для предотвращения образования кристаллов на стенках в некоторых конструкциях предусмотрен обогрев нижней части барабана. Для этого в кожухе прокладывают обогревательные трубы.

Кристаллизаторы с псевдооживленным слоем позволяют интенсифицировать процесс. Кристаллизация может проводиться как с удалением части растворителя путем его испарения, так и при охлаждении раствора.

Схема кристаллизатора приведена на рис. 23.8. Исходный рас-

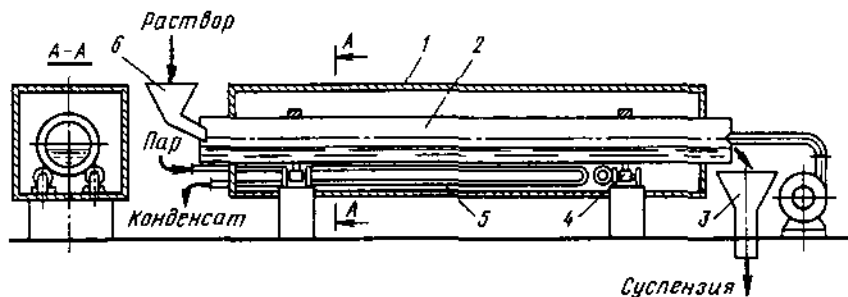


Рис. 23.7. Барабанный кристаллизатор:
1 — кожух; 2 — барабан; 3 — приемник суспензии; 4 — ролик; 5 — змесвик; 6 — воронка

Рис. 23.8. Кристаллизатор с псевдооживленным слоем:

1 — корпус; 2 — труба вскипания; 3 — сборник; 4 — теплообменник; 5 — насос; 6 — циркуляционная труба; 7 — центральная труба

твор смешивается в циркуляционной трубе с циркулирующим маточным раствором, смесь нагревается в теплообменнике и поступает через трубу вскипания в аппарат, где происходит интенсивное парообразование. Пересыщенный раствор опускается в нижнюю часть кристаллизатора. Здесь в результате циркуляции раствора создается псевдооживленный слой.

Образовавшиеся крупные кристаллы (до 2 мм) оседают на дно и выводятся из аппарата, а мелкие продолжают расти либо удаляются через сборник 3.

При интенсивном перемешивании суспензии в псевдооживленном слое увеличивается скорость диффузии вещества в растворе и ускоряется процесс роста кристаллов. При этом уменьшается степень пересыщения раствора и скорость роста кристаллов оказывается большей, чем скорость образования центров кристаллизации. При кристаллизации в псевдооживленном слое получают кристаллы более узкого фракционного состава, чем при других методах.

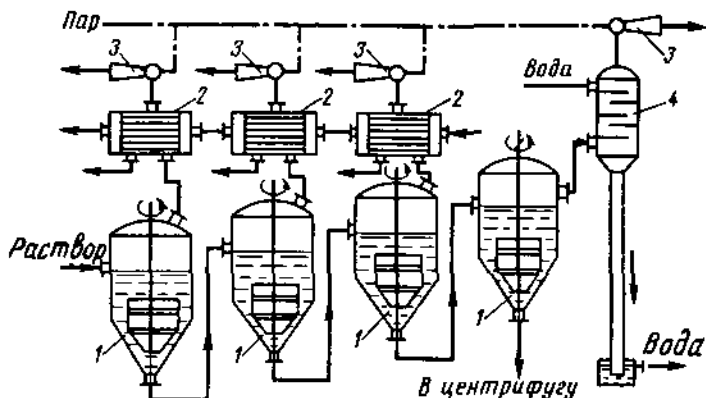
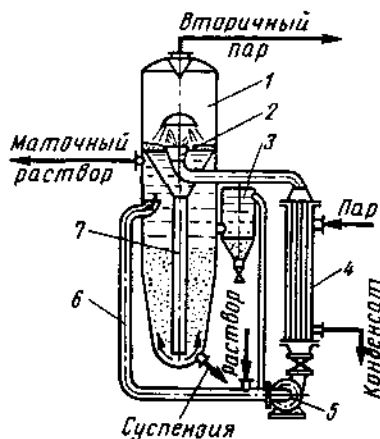


Рис. 23.9. Многокорпусная вакуум-кристаллизационная установка:

1 — вакуум-кристаллизаторы; 2 — поверхностные конденсаторы; 3 — пароструйный насос; 4 — барометрический конденсатор

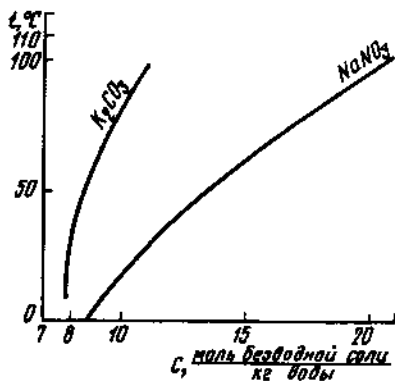


Рис. 23.10. Кривые растворимости поташа и нитрата натрия

Многокорпусная вакуум-кристаллизационная установка (рис. 23.9) состоит из 3...4 вакуум-аппаратов с мешалками. Раствор из каждого нижерасположенного корпуса разрежения засасывается в вышерасположенный корпус. Каждый корпус оснащен поверхностным конденсатором и пароструйным насосом. Вакуум в последнем корпусе создается с помощью барометрического конденсатора. Поверхностные конденсаторы охлаждаются исходным раствором. Суспензия выгружается из последнего корпуса. Такие установки просты, экономичны и используются в крупнотоннажных производствах.

Контрольные вопросы и задания. 1. В чем заключается сущность процесса кристаллизации? Каково значение процесса? 2. Какие факторы влияют на равновесие в процессах кристаллизации? 3. Какими способами можно достигнуть пересыщения раствора? 4. Перечислите методы кристаллизации. 5. Из каких стадий состоит кристаллизация? 6. Какие факторы влияют на качество полученных кристаллов? 7. Какие применяются кристаллизаторы для кристаллизации с отгонкой части растворителя? Чем они отличаются от выпарных аппаратов? 8. Какие кристаллизаторы применяют для кристаллизации с охлаждением раствора? 9. Назовите преимущества метода кристаллизации в псевдооживленном слое. 10. В чем заключается и как производится расчет кристаллизаторов?

Задача 23.1. Определить, какое количество кристаллов выделится в кристаллизаторе при охлаждении 5000 кг насыщенного раствора поташа (K_2CO_3) от 85 до 30 °С. Поташ кристаллизуется с двумя молекулами воды.

По кривой растворимости поташа (рис. 23.10) определяем концентрации насыщенных водных растворов при 85 и 30 °С. Соответственно имеем 10,04 и 8,00 моль на 1 кг воды.

Переведем мольные концентрации в массовые доли по формуле

$$x = \frac{x_{\text{нас}} M}{1000 + x_{\text{нас}} M};$$

для исходного раствора

$$x_n = \frac{10,04 \cdot 138}{1000 + 10,04 \cdot 138} = 0,58 \text{ кг/кг};$$

для маточного раствора

$$x_m = \frac{8,0 \cdot 138}{1000 + 8,0 \cdot 138} = 0,523 \text{ кг/кг};$$

$$a = M/M_{\text{вп}} = 138/174 = 0,793,$$

где $M=138$ кг/кмоль — молярная масса безводного K_2CO_3 ; $M_{кр}=174$ — молярная масса $K_2CO_3 \cdot 2H_2O$.

Массу выпавших кристаллов определяем по формуле (23.9)

$$G_{кр} = \frac{5000(0,58-0,523)}{0,793-0,523} = 1055 \text{ кг.}$$

Задача 23.2. Определить количество теплоты, которое требуется отвести в кристаллизаторе непрерывного действия при охлаждении 1000 кг/ч водного раствора нитрата натрия ($NaNO_3$) от 85 до 30 °С. При охлаждении раствора испаряется 2% воды. При 85 °С 18,3 моль $NaNO_3$ содержится в 1000 г воды. Определить площадь поверхности охлаждения и расход воды в кристаллизаторе. Вода поступает в охлаждающую рубашку противотоком по отношению к раствору при 10 °С, а выходит при 20 °С. Коэффициент теплопередачи принять равным 120 Вт/(м²·К).

По кривой растворимости $NaNO_3$ (см. рис. 23.10) определяем концентрацию насыщенного раствора при 30 °С, которая составляет 11,1 моль на 1 кг воды.

Количество выпавших кристаллов при охлаждении раствора от 85 до 30 °С найдем по формуле (23.8), предварительно определив относительные концентрации:

$$x_n = \frac{18,3 \cdot 85}{1000 + 18,3 \cdot 85} = 0,6 \text{ кг/кг;} \quad x_m = \frac{11,1 \cdot 85}{1000 + 11,1 \cdot 85} = 0,485 \text{ кг/кг;}$$

где $M=85$ — молекулярная масса $NaNO_3$.

$a=1$, так как $NaNO_3$ кристаллизуется в безводной форме. Следовательно,

$$G_{кр} = \frac{1000(0,485-0,6)-0,02 \cdot 1000 \cdot 0,485}{0,485-1} = 242,1 \text{ кг/ч.}$$

Количество отводимой теплоты определим по формуле $Q=G_n c_p (t_1-t_2)+G_{кр} q+Wr$. Теплота кристаллизации $NaNO_3$ составляет 21 100 кДж/кмоль, теплоемкость раствора $c_p=2,47$ кДж/(кг·К), теплота парообразования воды при средней температуре 57,5 °С $r=2362$ кДж/кг.

Тогда тепловой поток, отводимый в кристаллизаторе,

$$Q = \frac{1000}{3600} 2,47 \cdot 10^3 (85-30) + \frac{242,1}{3600} \frac{21 \cdot 100}{85} 10^3 - \frac{0,02 \cdot 1000 \cdot 2362 \cdot 10^3}{3600} = 67540 \text{ Вт.}$$

Площадь поверхности охлаждения

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{67 \cdot 540}{120 \cdot 38,2} = 14,7 \text{ м}^2,$$

$$\text{где} \quad \Delta t_{cp} = \frac{(85-20)-(30-10)}{2,31 \lg[(85-20)/(30-10)]} = 38,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

— средняя движущая сила при противотоке. Массовый расход воды

$$G_w = \frac{67 \cdot 540}{4,19 \cdot 10^3 (20-10)} = 1,61 \text{ кг/с} = 5802 \text{ кг/ч,}$$

где $4,19 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость воды.

БИОХИМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Биохимическими процессами называют процессы направленной жизнедеятельности микроорганизмов, скорость которых определяется приростом биомассы либо продуктов их метаболизма.

24.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Биохимические процессы осуществляются с помощью живых микроорганизмов. Они потребляют из окружающей среды-субстрата питательные вещества — сахарозу, глюкозу, лактозу и другие углеводы. Микроорганизмы дышат, растут, размножаются, выделяют газообразные и жидкие продукты метаболизма, реализуя тем самым накопление биомассы или продуктов метаболизма, ради чего и проводится процесс ферментации. При ферментации накапливаются биомасса и продукты метаболизма. Так, при производстве дрожжей, белково-витаминных концентратов целевым продуктом является биомасса, а в других случаях, например при производстве антибиотиков, ферментов и др., — продукты метаболизма, синтезируемые клетками микроорганизмов. При этом продукт жизнедеятельности микроорганизмов может накапливаться в самой клетке либо выделяться в культуральную жидкость.

Микробиологический синтез используют для получения ряда ценных продуктов, производство которых методами химической технологии невозможно или экономически нецелесообразно. Например, получение ферментов, бактериальных препаратов, белка, антибиотиков, ряда витаминов возможно только путем микробиологического синтеза.

В пищевой промышленности микроорганизмы используются в бродильных производствах — пивоварении, виноделии, в производстве пищевого спирта, лимонной, молочной и уксусной кислот, дрожжей, а также при переработке сельскохозяйственного сырья. Производство дрожжей связано с получением больших количеств биомассы микроорганизмов. Для получения дрожжей, а также ряда органических кислот используют метод глубокой (суспензионной) ферментации микроорганизмов в кислой среде. При этом не требуется высокой степени асептики, так как возможность развития посторонней микрофлоры мала. Питательные среды и культуральные жидкости содержат сахара, спирты и другие компоненты в концентрациях, при которых рост многих микроорганизмов затруднен. В ряде случаев применяют микроорганизмы — анаэробы, для культивирования которых не требуется кислорода, что затрудняет и рост посторонней микрофлоры.

В связи с этим не возникает проблем стерилизации больших количеств жидкости, оборудования, его герметизации, тонкой очистки воздуха. Выделение готового продукта происходит в сепараторах в жидком виде с последующей сушкой в распылительных сушилках.

При получении бактериальных препаратов и веществ, обладающих физиологической активностью, таких как антибиотики, ферментные препараты, закваски, удобрения, витамины, аминокислоты, гормональные препараты и др., требуется защита рабочей среды на стадии ферментации и на других стадиях от попадания посторонней микрофлоры. Посторонняя микрофлора может попасть в рабочую среду с культуральной жидкостью, воздухом, подаваемым в ферментатор, или может развиваться в самом аппарате при недостаточной его стерилизации и герметизации. В качестве продуцентов используется не смесь штаммов, а, как правило, один определенный штамм.

Проведение технологического процесса в условиях, сопутствующих развитию посторонней микрофлоры ($t=25...35^{\circ}\text{C}$, $\text{pH } 6,2...7,2$) в отсутствие строгой стерилизации и герметизации оборудования, может привести к полному подавлению роста целевого полезного продуцента или к резкому снижению выхода целевого продукта метаболизма. Поэтому в этих процессах предъявляют повышенные требования к асептике: тонкой очистке воздуха, стерилизации оборудования и культуральной жидкости.

Синтез проводят в аппаратах, которые называют ферментаторами. Процесс микробиологического синтеза проводят в ферментаторах периодического и непрерывного действия. Целевой продукт выделяют из культуральной жидкости путем фильтрования, сепарации, экстракции, выпаривания и сушки. Наиболее распространенными методами сушки являются распылительные, сублимационные, вакуумные и сушка в псевдооживленном слое.

Особенности биохимических процессов следующие: образование или разрушение различных продуктов с помощью живых микроорганизмов; саморегулирование, которое обычно направлено на ускорение роста биомассы. Кроме того, все внутриклеточные процессы протекают и регулируются белковыми биокатализаторами — ферментами, клеточные оболочки — мембрана обладает избирательной проницаемостью, на внешнее воздействие регуляторные механизмы клетки реагируют приспособительной реакцией, направленной обычно в благоприятную для жизнедеятельности микроорганизмов сторону.

Анализ и расчет ферментаторов основываются на информации о микрокинетике процесса ферментации микроорганизмов, который включает кинетику роста биомассы в зависимости от концентрации компонентов субстрата и других параметров, а также на изучении закономерностей массо- и теплообмена.

Большинство используемых в промышленности микроорганизмов является гетеротрофами, для жизнедеятельности которых необходимы органические источники углерода.

В процессе жизнедеятельности микроорганизмы осуществляют разнообразные функции, которые обусловлены высокой степенью организации клеток и их сложной структурой.

Клетка состоит из клеточной стенки, цитоплазматической мембраны, цитоплазмы и ядра.

В ходе жизнедеятельности микроорганизмов клетки непрерывно претерпевают как количественные, так и качественные изменения: рост, изменение химического состава, морфологии, размножения, спорообразования и, наконец, отмирание.

Типичная кривая роста культуры микроорганизмов показана на рис. 24.1. Первая фаза — лаг-фаза — характеризуется отсутствием роста клеток. В этой фазе (*I* стадия) посевная культура адаптируется к внешним условиям и вырабатывает ферменты для роста клеток на данной питательной среде. В экспоненциальной фазе (*II* стадия) клетки размножаются с максимально возможной в данных условиях скоростью. Продолжительность этой фазы зависит от запаса питательных веществ в среде культивирования, эффективности перемешивания и скорости подвода кислорода к клетке, т. е. эффективности аэрации.

С увеличением накопления биомассы исчерпываются питательные вещества, накапливаются продукты обмена и снижается скорость массообмена кислорода с клеткой. Эти факторы приводят к снижению скорости роста микроорганизмов (*III* стадия). Дальнейшее потребление субстратов и выделение метаболитов приводят к прекращению роста (*IV* стадия) — стационарная фаза. В *V* стадии (стадия отмирания) число клеток резко снижается.

Для описания кинетики роста микроорганизмов используют общую и удельную скорости роста. Общая скорость биомассы микроорганизмов (в $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$) представляет собой отношение прироста биомассы dM за бесконечно малый промежуток времени dt . Эта скорость пропорциональна концентрации биомассы.

Кинетика роста биомассы микроорганизмов описывается уравнением

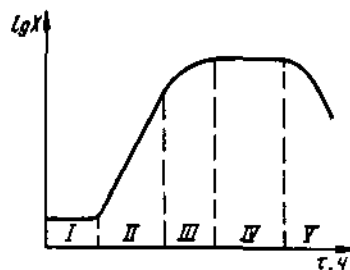


Рис. 24.1. Кривая роста культуры микроорганизмов

$$\frac{dM}{dt} = KM, \quad (24.1)$$

где M — концентрация биомассы, кг/м³; τ — продолжительность процесса, ч; K — удельная скорость роста биомассы, ч⁻¹.

Из уравнения (24.1) удельная скорость

$$K = \frac{1}{M} \frac{dM}{d\tau}.$$

В экспоненциальной фазе удельная скорость роста биомассы микроорганизмов постоянна и равна максимально возможной для данной культуры и условий проведения процесса.

Концентрация биомассы согласно уравнению (24.1) возрастает по экспоненциальному закону

$$M = M_0 e^{K\tau}, \quad (24.2)$$

где M_0 — концентрация биомассы в начале экспоненциальной фазы, кг/м³.

Прологарифмировав уравнение (24.2), получим

$$\ln M = M_0 + K\tau. \quad (24.3)$$

В полулогарифмических координатах уравнение (24.3) представляет собой прямую линию с тангенсом угла наклона, пропорциональным удельной скорости роста K .

Чтобы рассчитать удельную скорость роста, определяют значения M_1 и M_2 для двух точек, соответствующих продолжительности процесса τ_1 и τ_2 .

Тогда

$$K = \frac{1}{\tau_1 - \tau_2} (\ln M_2 - \ln M_1). \quad (24.4)$$

Продолжительность регенерации τ_p , за которую количество биомассы увеличится в два раза,

$$\tau_p = \frac{\lg 2}{K} = \frac{0,69}{K}.$$

В качестве сырья в микробиологическом синтезе используют отходы крахмало-паточного производства (меласса, гидрол), гидролизаты торфа и питательных отходов, молочную сыворотку, кукурузную муку, углеводороды переработки нефти.

24.3. МАССООБМЕН В ПРОЦЕССАХ ФЕРМЕНТАЦИИ

Для роста популяции аэробных микроорганизмов требуется кислород, который окисляет органические субстраты и обеспечивает клетки энергией. Кислород плохо растворяется в воде, и его концентрация в воде составляет 8,1 мг/л. Поэтому для обеспечения процесса ферментации необходима непрерывная аэрация ферментационной жидкости воздухом.

При аэрации происходят два процесса: абсорбция кислорода ферментационной жидкостью из пузырьков воздуха и усвоение растворенного в жидкости кислорода клетками микроорганизмов.

Для жидкой фазы уравнение массоотдачи запишется в виде

$$dM = \beta_{ж}(x_p - x)F d\tau, \quad (24.5)$$

где M — концентрация кислорода, кг; $\beta_{ж}$ — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/ч; x_p — равновесные концентрации кислорода, кг/м³; x — рабочая концентрация кислорода в жидкой фазе, кг/м³; F — площадь поверхности массоотдачи, м²; τ — продолжительность процесса, ч.

Так как площадь поверхности раздела фаз F в барботажных аппаратах неопределима, выразим

$$F = V_p a,$$

где V_p — рабочий объем ферментатора, м³; a — удельная площадь поверхности массоотдачи, м²/м³.

Тогда уравнение (21.5) примет вид

$$dM = \beta_{ж} a (x_p - x) V_p d\tau, \quad (24.6)$$

или

$$dM = \beta_{жv} (x_p - x) V_p d\tau, \quad (24.7)$$

где $\beta_{жv}$ — объемный коэффициент массоотдачи, ч⁻¹; $\beta_{жv} = \beta_{ж} a$.

На практике измеряют не концентрации кислорода, растворенного в жидкости, а его парциальные давления в газовой фазе, находящейся в равновесии с жидкостью.

Согласно закону Генри

$$x_p = \frac{1}{E} p_{O_2},$$

где E — константа Генри, кг/(м³·Па); p_{O_2} — парциальное давление кислорода в ферментационной жидкости, Па.

Если считать, что в любой момент времени скорость W_{O_2} усвоения кислорода микроорганизмами из ферментационной жидкости равна скорости абсорбции, т. е. $x=0$, то

$$W_{O_2} = \beta_{жv} x_p = \beta_{жv} \frac{1}{E} p_{O_2}. \quad (24.8)$$

Отметим, что коэффициент массоотдачи в жидкой фазе зависит от скорости перемешивания среды и условий аэрации. Концентрация кислорода в отходящем из ферментатора воздухе составляет 18...20%.

24.4. АППАРАТУРА ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ ПРОЦЕССОВ ФЕРМЕНТАЦИИ

Процессу глубинной ферментации в ферментаторах предшествуют следующие стадии, проводимые в лабораторных условиях: приготовление посевного материала; приготовление и стерилизация питательных сред; выращивание посевного материала в инокуляторах. Количество посевного материала зависит от объемов ферментаторов, установленных в цехе. Обычно количество посевного материала составляет 5...10% объема питательной среды. Перед загрузкой питательной среды и посевного материала ферментатор и все коммуникации стерилизуют. С целью уменьшения пенообразования в ферментатор загружают поверхностно-активные вещества (ПАВ). Ферментацию проводят в асептических условиях в течение 18...24 ч. Во время процесса контролируют температуру и pH культуральной жидкости. После окончания ферментации ферментатор

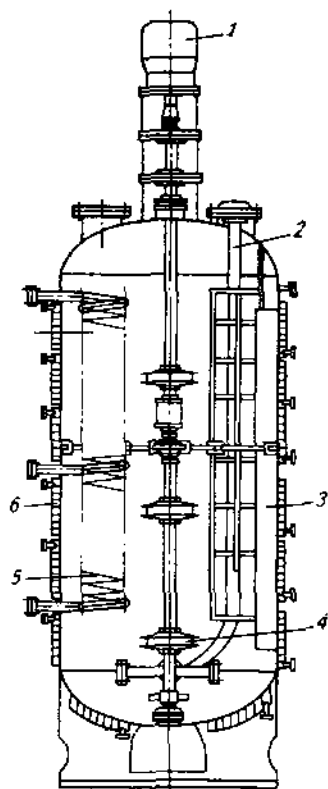


Рис. 24.2. Схема ферментатора:
1 — двигатель; 2 — труба для подачи воздуха;
3 — отражательная перегородка; 4 — мешалка;
5 — элсвик; 6 — рубашка

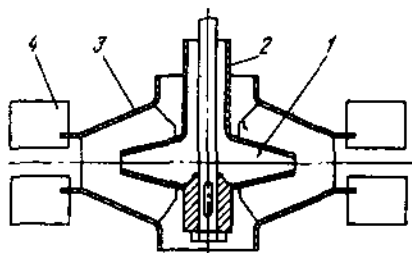


Рис. 24.3. Самовсасывающая мешалка:
1 — воздушная полость; 2 — воздуховодящий патрубок; 3 — турбина; 4 — лопатка

опорожняют. Полученный продукт отделяется от жидкости на фильтрах или сепараторах и поступает на дальнейшую обработку.

При проведении ферментации основным специфическим аппаратом является ферментатор. Наиболее распространенный ферментатор — это аппарат с механическим перемешиванием и барботером для подвода воздуха (рис. 24.2). Ферментационная жидкость перемешивается в таком аппарате мешалкой и подаваемым воздухом. Во время работы мешалки воздух дополнительно диспергируется в ферментационной жидкости. Наибольшее применение получили типовые открытые турбинные мешалки, обеспечивающие эффективные перемешивание и диспергирование воздуха.

В зависимости от объема ферментатора по высоте аппарата на вал может быть установлено несколько мешалок. Иногда монтируют отражательные перегородки. Для поддержания необходимой температуры в ферментаторе предусматривают теплообменную рубашку, в которую подается охлаждающая вода.

Разработаны самовсасывающие воздух мешалки, одна из конструкций которых показана на рис. 24.3. В таких мешалках осуществляется перемешивание с одновременной подачей воздуха для аэрации жидкости. Внутри турбины находится полость с кольцевым соплом, соединенная с каналом, подводящим воздух. При вращении мешалки внутри турбины создается разрежение, в результате воздух из атмосферы засасывается во внутреннюю полость мешалки и диспергируется в ферментационной жидкости.

Оборудование, применяемое для выделения продукта из ферментационной жидкости, экстракции, выпаривания и сушки, является типовым и не отличается от оборудования, используемого в химической и пищевой промышленности.

МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

К механическим процессам относятся измельчение, классификация и прессование материалов, приводящие лишь к изменению формы материала без изменения физико-химических характеристик.

Глава 25

ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ И КЛАССИФИКАЦИЯ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

25.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Измельчение — это процесс увеличения поверхности твердых материалов путем их раздавливания, раскалывания, истирания и удара.

В пищевой промышленности измельчение применяют для увеличения поверхности твердых материалов с целью повышения скорости биохимических и диффузионных процессов при переработке фруктов, овощей и т. д., а также в процессах переработки пищевых отходов. Измельчение широко используют в мукомольном, мясном, свеклосахарном, спиртовом, пивоваренном, консервном и других производствах.

Метод измельчения выбирают в зависимости от крупности и физико-механических свойств измельчаемых материалов. На практике часто применяют комбинированные методы измельчения.

Процессы измельчения разделяются на дробление (крупное, среднее и мелкое), измельчение (тонкое и очень тонкое) и резание. Резание применяют, когда требуется не только уменьшить размер кусков, но и придать им определенную форму.

Изрезанию подвергаются овощи и фрукты, конфетная и тестовая масса, мясо и другие продукты.

На измельчающих машинах можно проводить различные процессы измельчения, начиная от измельчения глыб и кончая коллоидным измельчением, позволяющим получать продукт с частицами размером до 0,1 мкм.

Классификация — это процесс разделения однородного сыпучего материала по величине его частиц. По технологическим требованиям часто требуется направлять на переработку куски (частицы) материалов, размеры которых должны находиться в строго определенных пределах.

Процесс измельчения характеризуется степенью измельчения,

т. е. отношением среднего размера куска материала до измельчения d_n к среднему размеру куска после измельчения d_k :

$$i = d_n / d_k. \quad (25.1)$$

Обычно куски измельчаемого материала и куски или частицы, получаемые в результате измельчения, не имеют правильной формы. На практике размеры кусков (d_n и d_k) характеризуются размером отверстий сит, через которые просеивают сыпучий материал до и после измельчения.

С целью получения высоких степеней измельчения процесс измельчения проводят в несколько стадий на последовательно установленных машинах.

В зависимости от начальных и конечных размеров наибольших кусков и частиц материала измельчение подразделяется на следующие виды:

Вид измельчения	d_n , мм	d_k , мм
Крупное	1500...2000	250...25
Среднее	200...25	25...5
Мелкое	25...5	5...1
Тонкое	5...1	1...0,075
Коллоидное	0,2...0,1	До $1 \cdot 10^{-4}$

Крупное и среднее измельчение проводят сухим способом, а мелкое и тонкое — мокрым способом обычно в воде. При мокром измельчении частицы продукта имеют более равномерную величину. При этом резко снижается образование пыли и упрощается выгрузка готового продукта.

25.2. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

Измельчение материалов производится раздавливанием, раскалыванием, ударом и истиранием.

При измельчении обычно имеют место несколько сопутствующих видов измельчения. Например, истирание сопровождается раздавливанием, раскалыванием, измельчением при ударе.

При истирании материалов образуется большое количество пыли и в ряде случаев имеет место переизмельчение, что иногда недопустимо.

Выбор метода измельчения зависит от крупности и прочности кусков измельчаемых материалов.

Прочные и хрупкие материалы измельчаются раздавливанием и ударом, прочные и вязкие — раздавливанием, вязкие материалы средней прочности — истиранием, ударом и раскалыванием.

Измельчение проводят в один или несколько приемов, в открытых или замкнутых циклах.

При измельчении в открытом цикле куски материала проходят через измельчающую машину один раз. Если в исходном материале имеется примесь мелочи, то ее предварительно отсеивают. В открытом цикле проводят, как правило, крупное и среднее дробление.

При измельчении в замкнутом цикле после измельчающей машины устанавливают классифицирующее устройство, с помощью которого куски, превышающие установленный конечный размер, вновь транспортируются в измельчающую машину на повторное дробление.

Процессы измельчения связаны с затратой большого количества энергии. Расход энергии на измельчение может быть определен из существующих теорий измельчения.

Поверхностная теория исходит из того, что при измельчении работа расходуется на преодоление сил молекулярного притяжения по поверхностям разрушения материала. Из этой теории следует, что работа, необходимая для измельчения, пропорциональна вновь образующейся поверхности измельчаемого материала.

Объемная теория исходит из того, что при измельчении работа расходуется на деформации материала до достижения предельной разрушающей деформации. Отсюда следует, что работа, необходимая для измельчения, пропорциональна уменьшению объема кусков материала перед их разрушением.

Полная работа внешних сил выражается уравнением Р е б и н д е р а

$$A = A_d + A_n = K_1 \Delta V + K_2 \Delta F, \quad (25.2)$$

где A_d — работа, затрачиваемая на деформацию объема разрушаемого куска, Дж; A_n — работа, затрачиваемая на образование новой поверхности, Дж; K_1 — коэффициент пропорциональности, равный работе деформирования единицы объема тела; ΔV — изменение объема разрушаемого тела; K_2 — коэффициент пропорциональности, равный работе, затрачиваемой на образование единицы новой поверхности; ΔF — приращение вновь образованной поверхности.

На основании закона Г у к а работу деформации (в Н·м) материала при сжатии можно определить по соотношению

$$A_d = \frac{\sigma^2 \Delta V}{2E}, \quad (25.3)$$

где σ — разрушающее напряжение сжатия, Н/м; ΔV — уменьшение объема кусков материала в результате их деформации перед разрушением, м³; E — модуль упругости материала, Н/м².

Как видно из уравнения (25.3), работа, затрачиваемая на разрушение материала, зависит от разрушающего напряжения и модуля упругости материала.

С учетом (25.3) получим

$$A = [\sigma^2 \Delta V / (2E)] + K_2 \Delta F. \quad (25.4)$$

В случае крупного дробления с малой степенью измельчения можно пренебречь работой, затрачиваемой на образование новой поверхности, и, учитывая, что $\Delta V \sim D^3$, получим

$$A = K_1 \Delta V = K_1' D^3, \quad (25.5)$$

где D^3 — характерный размер куска.

Уравнение (25.5) выражает гипотезу Кика—Кирпичева: работа дробления пропорциональна объему дробимого куска.

Для дробления с большой степенью измельчения можно пренебречь работой, затрачиваемой на деформирование объема куска. Тогда, учитывая, что $\Delta F \sim D^2$,

$$A = K_2 \Delta F = K_2' D^2. \quad (25.6)$$

Это уравнение является выражением гипотезы Риттингер а, согласно которой работа дробления пропорциональна величине вновь образованной при дроблении поверхности.

В случае, когда нельзя пренебречь слагаемыми в уравнении (25.2), получают уравнение

$$A = K_3 \sqrt{D^3 D^2} = K_3 D^{2.5}, \quad (25.7)$$

которое носит название уравнения Бонда: работа дробления пропорциональна среднегеометрическому из его объема и поверхности.

Работа $A_{\text{полн}}$ (в Дж), затрачиваемая на резание (резание состоит из двух последовательных стадий: сначала лезвие ножа сжимает материал, а затем перерезает его), может быть выражена формулой акад. В. П. Горячкина

$$A_{\text{полн}} = A_{\text{сж}} + A_{\text{п}},$$

где $A_{\text{сж}}$ — работа, затрачиваемая на сжатие продукта, Дж; $A_{\text{п}}$ — полезная работа резания, Дж.

Работа сжатия $A_{\text{сж}} = \mathcal{E} h_{\text{сж}} / h$, где \mathcal{E} — условный модуль сжатия материала лезвием ножа, Дж; $h_{\text{сж}}$ — высота сжатого слоя, м; h — первоначальная высота слоя материала, м.

Полезная работа $A_{\text{п}} = F_{\text{рез}} (h - h_{\text{сж}})$, где $F_{\text{рез}}$ — усилие резания.

Обычно пользуются понятием «удельное усилие резания», которое представляет собой усилие, отнесенное к 1 м длины лезвия

ножа. Так, удельное усилие резание моркови составляет 1400...1600 Н/м, а картофеля — 600...700 Н/м.

Условный модуль сжатия материала лезвием ножа определяют экспериментальным путем. Его величина зависит от свойств материала, вида ножа, усилия и других факторов.

Лезвие режущего инструмента характеризуется режущей способностью, которая в процессе эксплуатации лезвия уменьшается.

В пищевой промышленности применяют режущие инструменты самых разнообразных форм: прямоугольные, дисковые, ленточные, серповидные и др. Режущие инструменты могут совершать вращательное, возвратно-поступательное, колебательное движение, но могут быть и неподвижными, в то время как изрезаемый материал находится в движении в машине.

25.3. КОНСТРУКЦИИ И РАБОТА ОСНОВНЫХ ТИПОВ ИЗМЕЛЬЧАЮЩИХ МАШИН

Все измельчающие машины делятся на дробилки и мельницы. Дробилки применяют для крупного и среднего дробления, мельницы — для среднего, мелкого, тонкого и коллоидного измельчения.

Основные измельчающие машины подразделяются на следующие типы: щековые дробилки, гирационные, молотковые и дробилки ударного действия; протирочные машины; валковые мельницы и бегуны, шаровые и стержневые мельницы, кольцевые, вибрационные, коллоидные мельницы.

Резательные машины бывают пластинчатыми, дисковыми, роторными, струнными и др.

Ко всем измельчающим машинам предъявляют общие требования: равномерность кусков измельченного материала; удаление измельченных кусков из рабочего пространства; сведение к минимуму пылеобразования; непрерывная и автоматическая разгрузка; возможность регулирования степени измельчения; возможность легкой смены быстро изнашивающихся частей; небольшой расход энергии на единицу продукции.

Щековые дробилки измельчают материал путем раздавливания и раскалывания в конической камере, образованной неподвижной и подвижной плитами, которые периодически сближаются. Раздавленный материал выпадает из дробилки во время обратного хода подвижной плиты.

Конструкция дробилки показана на рис. 25.1. Щеки дробилки снабжены схемными ребристыми плитами из износостойкой стали. Подвижная щека установлена на неподвижной оси и приводится в колебательное движение от эксцентрикового вала при помощи шатуна, шарнирно связанного рычагами 12 с этой щекой и регули-

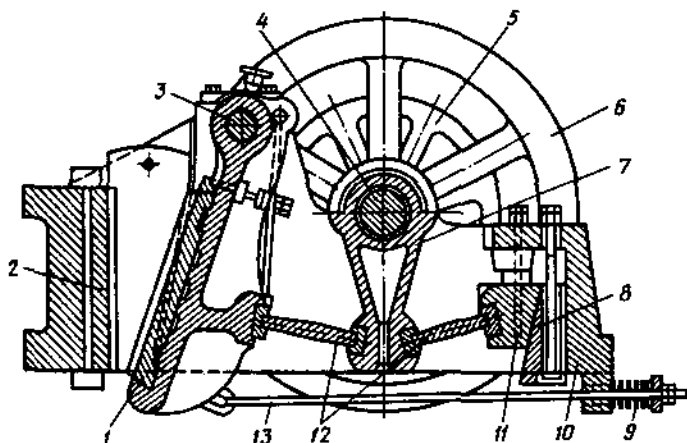


Рис. 25.1. Шнековая дробилка:

1 — подвижная щека; 2 — неподвижная щека; 3 — ось подвижной щеки; 4 — эксцентриковый вал; 5 — шкив; 6 — маховик; 7 — шатун; 8, 11 — регулировочные клинья; 9 — пружина; 10 — станина; 12 — рычаги; 13 — тяга

ровочными клиньями 8 и 11. Перемещением клиньев при помощи болтов регулируют ширину выпускной щели и, следовательно, степень измельчения материала. С помощью тяги 13 и пружины 9 обеспечивается обратное движение щеки. Коленчатый рычаг, образуемый шатуном и распорными плитами, является основой конструкции дробилки и позволяет получать очень большие давления.

Щековая дробилка проста и надежна в работе, однако наличие в ней неуравновешенных качающихся масс требует установки ее на тяжелых фундаментах. Работа дробилки сопровождается сильным пылеобразованием и шумом, а процесс дробления — образованием мелочи.

Основными параметрами работы щековых дробилок являются угол между щеками, называемый углом захвата; частота вращения вала; производительность и расход энергии.

От величины угла захвата α зависит степень измельчения, которая возрастает с его увеличением. Чтобы куски материала, поступающие в дробилку, не выталкивались из камеры измельчения, должно соблюдаться условие $\alpha < 2\varphi$, где φ — угол трения материала. Обычно угол захвата принимается в пределах $15 \dots 22^\circ$.

Продолжительность отхода подвижной щеки из крайнего левого положения в крайнее правое при n оборотах $\tau = 30/n$. За это время материал в камере дробилки пройдет путь $S = g\tau^2/2 = (g/2)(30/n)^2 = 450g/n^2$.

Если ход щеки l см, то высота материала в камере дробилки $h = l/\text{tg } \alpha$.

Выгрузка материала под действием силы тяжести будет происходить при условии $l/tg \alpha \leq 450 g/n^2$.

Число двойных качаний щеки n (в мин^{-1})

$$n \leq \sqrt{\frac{450gtg\alpha}{l}} \quad (25.8)$$

Производительность дробилки (в т/ч) при $\alpha=22^\circ$ определяется по формуле

$$Q=0,15\mu d_{cp} l b n \rho_{тн} \quad (25.9)$$

где μ — коэффициент разрыхления измельченного материала ($\mu=0,2\dots 0,65$; обычно 0,3); d_{cp} — средний размер кусков измельченного материала, см; l — длина хода щеки, см; b — длина выпускной щели, см; n — число двойных качаний в 1 мин; $\rho_{тн}$ — плотность материала, кг/см^3 .

Расход энергии принимается равным 400...1500 Вт на 1 т/ч производительности дробилки.

Гиравционные (конусные) дробилки применяют для крупного, среднего и мелко измельчения. Измельчение происходит путем непрерывного раздавливания и излома кусков материала между конической дробящей головкой и корпусом, который имеет форму усеченного конуса (рис. 25.2). Дробящая головка установлена в корпусе дробилки с эксцентриситетом, в результате чего она совершает

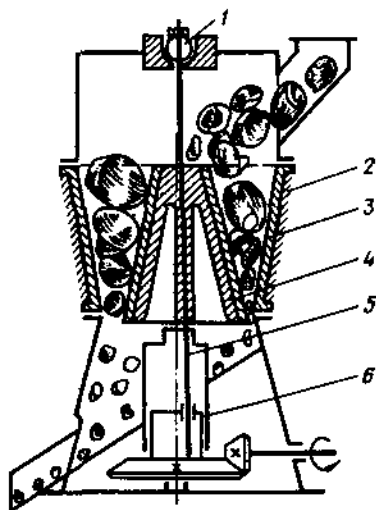


Рис. 25.2. Гиравционная дробилка:
1 — шаровая опора; 2 — корпус; 3 — броневая плита; 4 — головка; 5 — вертикальный вал; 6 — эксцентрик

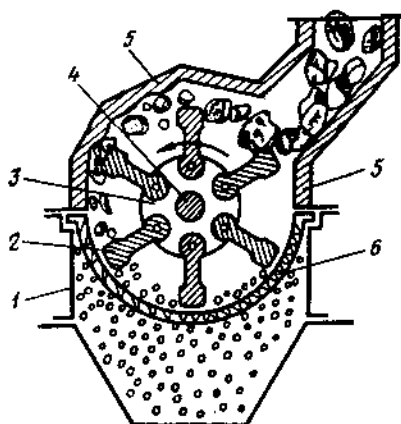


Рис. 25.3. Молотковая дробилка:
1 — корпус; 2 — дробящий молоток; 3 — диск; 4 — вал; 5 — броневая плита; 6 — колосниковая решетка

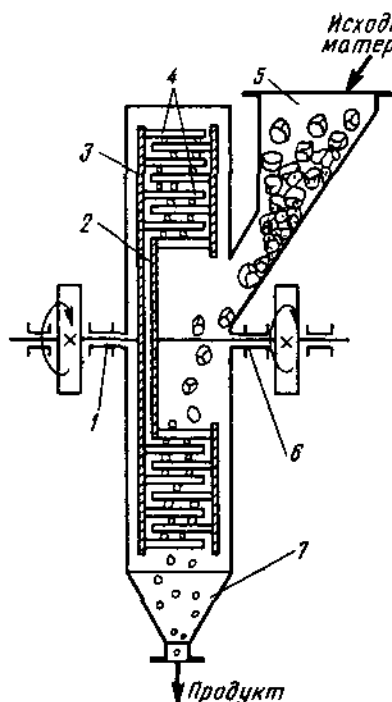


Рис. 25.4. Схема дезинтегратора:
1, 6 — валы; 2, 3 — диски; 4 — пальцы била;
5 — загрузочная воронка; 7 — разгрузочная
воронка

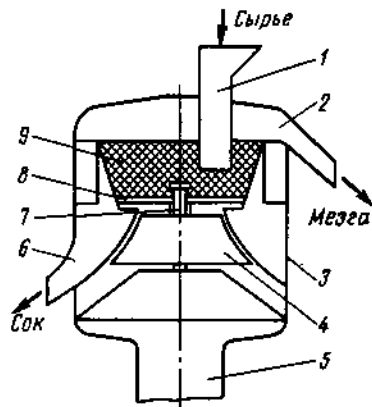


Рис. 25.5. Измельчающая машина для
фруктов и ягод:
1 — воронка; 2 — патрубок для мезги; 3 — корпус;
4 — ротор; 5 — двигатель; 6 — патрубок
для выхода сока; 7 — вал; 8 — измельчающий
диск; 9 — корзина

эксцентричное вращательное движение. Когда дробящая головка приближается к одной стороне корпуса, измельченный материал выпадает с противоположной стороны через расширяющуюся в это время кольцевую щель между корпусом и головкой.

Молотковые дробилки применяют, например, для измельчения костей в производстве кормов. Молотковая дробилка представляет собой машину ударного действия, имеющую быстровращающийся диск с шарнирно прикрепленными к нему молотками (рис. 25.3). Материал поступает в дробилку через бункер и измельчается дробящими молотками, а также при ударе о броневые плиты. Измельченный материал удаляется через колосниковую решетку. Размеры отверстий колосниковой решетки определяют размеры измельченного материала.

В **дезинтеграторах и дисмембраторах** на дисках по концентрическому окружению расположены пальцы-била. Каждый ряд пальцев одного диска расположен с небольшим зазором между двумя рядами пальцев другого диска (рис. 25.4).

Материал поступает в машину через загрузочный бункер и измельчается за счет ударов вращающихся пальцев. Измельченный

материал высыпается через разгрузочную воронку, расположенную в нижней части машины. Частота вращения дисков 200...1200 мин⁻¹. Производительность таких машин колеблется от 0,5 до 20 т/ч.

Дисмембраторы в отличие от дезинтеграторов имеют один вращающийся диск. Роль второго диска выполняет крышка мельницы, на внутренней поверхности которой по концентрическим окружностям расположены ряды неподвижных пальцев.

Дисковые мельницы применяют для мелкого и тонкого дробления зерна, солода, жмыха, сухарей и др. Рабочими органами дисковых мельниц являются два вертикальных рифленых диска, один из которых неподвижный, а другой вращается на горизонтальном валу. Измельчаемый материал подается непрерывно в зазор между дисками, где и измельчается. Степень измельчения регулируется величиной зазора между дисками. Окружная скорость дисков при помоле зерна составляет 7...8 м/с.

Молотки, плиты, диски и решетку изготавливают из износостойчивой марганцовистой стали или из углеродистой стали, на которую наплавляют твердый сплав.

Для измельчения фруктов и ягод и последующего отделения сока от полученной массы применяют дисковые измельчающие машины, скомбинированные с центрифугой. Конструкция одной из них представлена на рис. 25.5.

Внутри корпуса на валу установлена дисковая терка, которая приводится во вращение коническим ротором. Сырье загружается через разгрузочную воронку в корзину, стенки которой выполнены из сетки и выполняют роль фильтровальной поверхности. Измельченная масса под действием центробежной силы разделяется на сок и мезгу. Сок фильтруется через сетчатые стенки вращающейся кор-

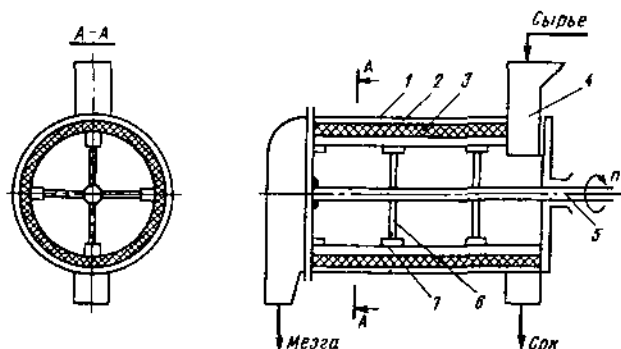


Рис. 25.6. Протирочная машина:

- 1 — корпус; 2 — кольцевой канал; 3 — решетка; 4 — воронка; 5 — ротор; 6 — сита; 7 — лопатка

зины и поступает в кольцевое пространство, из которого через выпускной патрубок сливается из измельчителя.

Мезга поступает в пространство под крышкой и оттуда выгружается через патрубок в крышке.

В протирочных машинах для фруктов и овощей сок от мезги отделяется в результате протирания через протирочные сита.

Протирочная машина состоит из одной или нескольких протирочных камер. На рис. 25.6 показана протирочная машина с одной горизонтальной протирочной камерой. Камера представляет собой цилиндрический корпус, внутри которого расположена перфорированная металлическая решетка. Решетка установлена таким образом, что между ней и корпусом образуется кольцевой канал. По оси корпуса расположен ротор с насаженными на него протирающими лопатками. Между лопатками и решеткой имеется зазор, в котором и происходит измельчение материала в результате удара и истирания, а протирание происходит благодаря давлению, создаваемому лопатками ротора.

В машинах с двумя протирочными камерами достигается более высокая степень измельчения сырья путем установки во второй камере решетки с меньшими проходными размерами.

Валковые мельницы служат для среднего, мелкого и тонкого измельчения. Они применяются в пищевой промышленности для дробления и помола зерна, солода, плодов, жмыха и т. д. Рабочие органы валковой мельницы — горизонтальные валки. Дробилка может иметь один валок, вращающийся вокруг горизонтальной оси параллельно неподвижной рабочей щеке, либо два валка. В первом случае раздавливание материала происходит между неподвижной щекой и вращающимся валком. Парные валки вращаются навстречу один другому, и раздавливание происходит между валками. Поверхность валков может быть гладкой, рифленой и зубчатой.

На рис. 25.7 представлена схема валковой мельницы. Подшипники валка 5 неподвижны, а валка 3 — подвижны и удерживаются при помощи пружины 2, что позволяет валку 3 смещаться при попадании в мельницу твердых инородных тел. Размер кусков продукта определяется шириной щели между валками. Мельница загружается непосредственно из бункера.

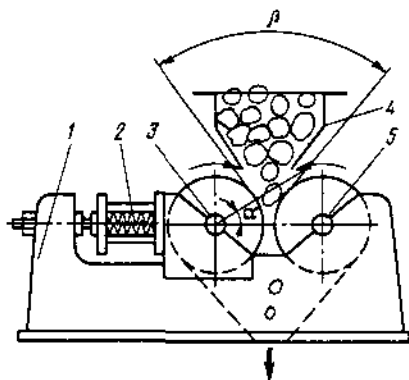


Рис. 25.7. Валковая мельница:
1 — станина; 2 — пружина; 3 — подвижной валок; 4 — бункер; 5 — неподвижный валок

При вращении валков куски материала захватываются валками и раздавливаются. Чтобы кусок был захвачен валками и раздавливался, необходимо выполнение следующего условия:

$$\operatorname{tg} \alpha \leq f, \quad (25.10)$$

где f — коэффициент трения между куском и валком,
или

$$\operatorname{tg} \alpha \leq \operatorname{tg} \varphi, \quad (25.11)$$

где φ — угол трения.

Из выражения (25.11) следует, что для захвата кусков материала гладкими валками необходимо, чтобы угол захвата был меньше угла трения материала $\varphi (\alpha \leq \varphi)$.

Учитывая, что угол $\beta = 2\alpha$, дроблению материала удовлетворяет условие $\beta = 2\varphi$.

В валковых дробилках угол захвата α обычно составляет 18° .

Наибольший размер измельченных кусков в 20...25 раз меньше диаметра валков.

Предельную частоту вращения валков (в мин^{-1}) находят, исходя из условия исключения проскальзывания кусков материала по поверхности валков, по формуле

$$n = 616 \sqrt{\frac{f}{g \rho_{\text{м}} d_{\text{к}} D}}, \quad (25.12)$$

где f — коэффициент трения материала о валок ($f=0,3$); $\rho_{\text{м}}$ — плотность материала, кг/м^3 ; $d_{\text{к}}$ — размер кусков исходного материала, м; D — диаметр валка, м.

Окружная скорость валков колеблется в пределах от 3 до 6 м/с.

Теоретическая производительность (в т/ч) валковых мельниц определяется по формуле

$$Q = 0,2 \mu \rho_{\text{м}} L D e n, \quad (25.13)$$

где μ — коэффициент разрыхления измельчаемого материала ($\mu=0,2...0,3$); L — длина валка, м; D — диаметр, м; e — половина зазора между валками, м.

Бегуны (рис. 25.8) имеют, как правило, два жернова (катка) и чашу, в которую загружается зерно. Жернова закреплены на вертикальном валу и вращаются вместе с ним. Кроме того, жернова одновременно вращаются вокруг горизонтальных осей за счет трения между поверхностью жерновов и материалом, находящимся в чаше. Измельчение зерна происходит раздавливанием и истиранием при набегании на него жерновов.

Бегуны бывают с неподвижной чашей и вращающимся от при-

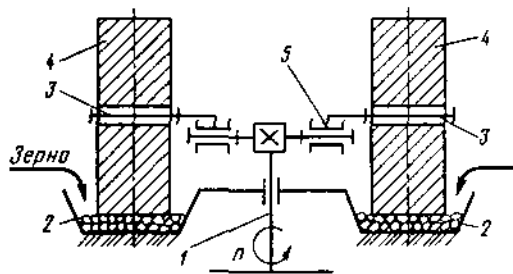


Рис. 25.8. Бегуны:
 1 — вертикальный вал; 2 — чаши; 3 — горизонтальные оси; 4 —
 жернова (катки); 5 — крутишки

вода катками; с вращающейся от привода чашей и свободно вращающимися катками.

Бегуны с вращающейся чашей более быстроходны ($20...50 \text{ мин}^{-1}$).

Выгрузка измельченного материала осуществляется автоматически за счет центробежной силы.

Шаровые и стержневые мельницы, в которых продукт обрабатывается шарами или стержнями, находящимися вместе с ним в полости вращающегося барабана, покрытого изнутри бронированными плитами, применяются для тонкого измельчения.

Шаровая мельница (рис. 25.9) загружается шарами и материалом одновременно. Шары изготовляют из стали, диабазы, фарфора и других твердых материалов. Размер шаров зависит от размеров измельчаемого материала. Стальные шары имеют диаметр $35...175 \text{ мм}$. Корпус мельницы заполняют шарами на $30...35\%$ его объема.

Наряду с шарами используют также цилиндрические стержни. Оси стержней располагают параллельно оси корпуса мельницы. В шаровых мельницах измельчение материала происходит под действием ударов падающих шаров или стержней и путем истирания его между шарами или стержнями и внутренней поверхностью корпуса мельницы.

При вращении шаровой мельницы вследствие трения между стенкой мельницы и шарами последние поднимаются в направлении вращения на такую высоту, пока угол подъема не превысит угла их естественного откоса, после чего скатываются вниз.

С увеличением скорости вращения мельницы возрастает центробежная сила и соответственно увеличивается угол подъема шаров до тех пор, пока составляющая силы веса шаров не станет больше центробежной силы. При нарушении этого условия шары падают, описывая при падении некоторую параболическую кривую. При

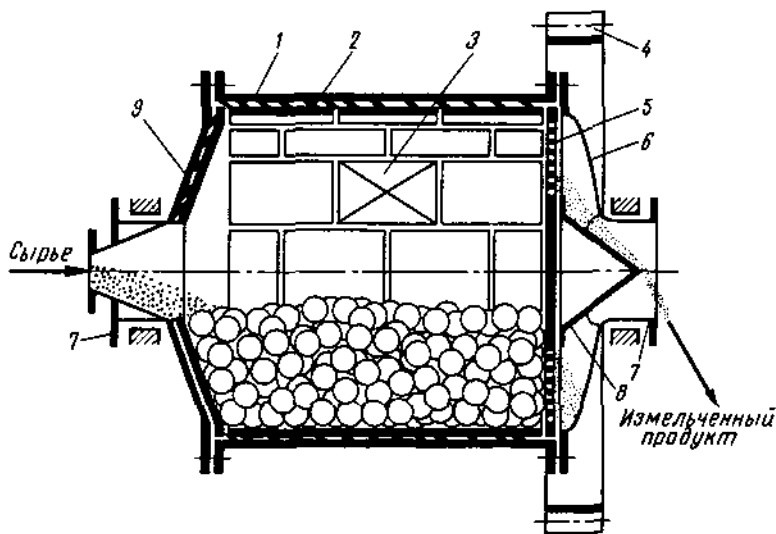


Рис. 25.9. Шаровая мельница:

1 — корпус барабана; 2 — броневая плита; 3 — люк; 4 — приводная шестерня; 5 — решетка; 6 — крышка; 7 — полые цапфы; 8 — направляющий конус; 9 — крышка

дальнейшем увеличении скорости вращения мельницы центробежная сила может стать настолько большой, что шары будут вращаться вместе с мельницей.

Предельная частота вращения мельницы, при которой шары не будут падать,

$$n_{\text{пр}} = \sqrt{\frac{900g}{\pi^2 R}} \approx \frac{42,3}{\sqrt{D}} \quad (25.14)$$

Обычно частоту вращения мельницы принимают равной 75% от $n_{\text{пр}}$ и вычисляют по формуле

$$n = 32/\sqrt{D}, \quad (25.15)$$

где D — диаметр барабана, м.

Производительность мельницы Q (в т/ч) рассчитывают из условия выхода измельченных частиц заданного размера и определяют по приближенной формуле

$$Q = VKD^{0,6}, \quad (25.16)$$

где V — объем барабана, м³; K — коэффициент пропорциональности, зависящий от

среднего размера кусков исходного материала; $K=0,41\dots 1,31$ и возрастает с увеличением среднего размера частиц измельченного материала.

В **кольцевых мельницах** измельчение происходит путем раздавливания и истирания материала роликами или шарами, катящимися по внутренней поверхности кольца. Ролики или шары прижимаются к поверхности кольца центробежной силой или пружинами. В зависимости от этого различают центробежные и пружинные мельницы.

Вибрационные мельницы предназначены для тонкого измельчения материала. Мельница представляет собой барабан, заполненный примерно на 70% измельчающими телами, например шарами. Внутри барабана установлен вибратор, который сообщает вибрацию шарам и измельчаемому материалу. Интенсивность работы такой мельницы зависит от частоты и амплитуды колебаний. Как правило, частота колебаний составляет $1500\dots 2500 \text{ мин}^{-1}$ при амплитуде 2...4 мм.

Коллоидные мельницы используют для очень тонкого измельчения суспензий. Измельчение проводят мокрым способом. Основными частями коллоидной мельницы являются корпус с коническим гнездом и ротор. Между конической поверхностью корпуса и поверхностью ротора имеется зазор, равный долям миллиметра. Ротор вращается с окружной скоростью 30...120 м/с. В зазоре между корпусом и ротором твердые частицы суспензии измельчаются истиранием.

Рамная центробежная свеклорезка (рис. 25.10) служит для изрезывания свеклы в стружку с целью извлечения из нее сахарозы.

Принцип действия свеклорезки заключается в следующем. Свекла загружается в свеклорезку через загрузочный бункер, увлекается вращающейся улиткой и под действием центробежной силы прижимается к режущей кромке ножей, которыми изрезывается в стружку. Свекловичная стружка через проемы ножевых рам выпадает в пространство между корпусом свеклорезки и кожухом и затем через люк поступает на дальнейшую переработку.

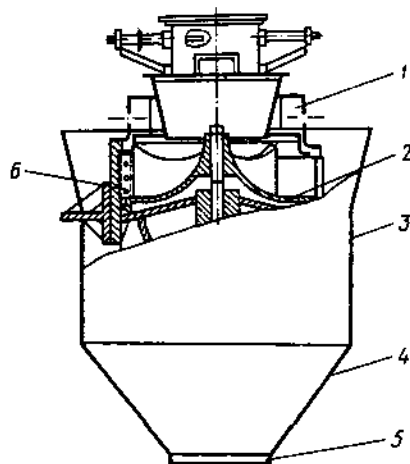


Рис. 25.10. Рамная центробежная свеклорезка:

1 — загрузочный бункер; 2 — ножевая рама;
3 — корпус; 4 — дно; 5 — люк; 6 — трехлопастная улитка

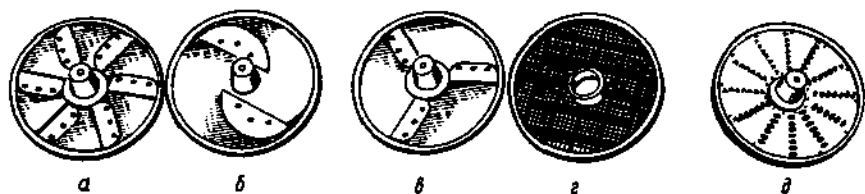


Рис. 25.11. Режущие диски овощерезки:
а — стандартный ломтерезный; *б* — тонкий для резки мягких и сочных продуктов; *в* — для нарезания волнистых ломтиков; *г* — для нарезания кубиков; *д* — терка

Для замены ножей ножевую раму поднимают и заменяют глухой рамой без ножей. Для очистки ножей применяют продувку паром или сжатым воздухом.

Вертикальные овощерезки используют для разрезания овощей на ломтики, кубики, соломку и т. д. Овощерезка состоит из загрузки

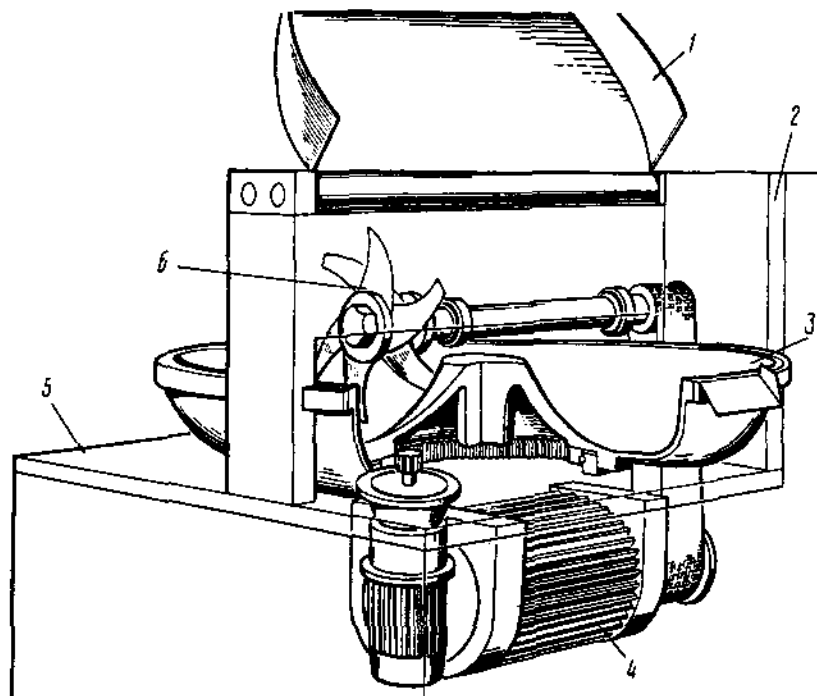


Рис. 25.12. Измельчитель (куттер) для мяса:
1 — крышка; *2* — стенка; *3* — чаша; *4* — привод; *5* — станина; *6* — режущий инструмент

зочной воронки, измельчающей камеры и привода. Режущим инструментом является горизонтальный диск, насаженный на вертикальный вал, приводимый во вращение электродвигателем. Машина изготовлена из высококачественного цветного металла, покрытого слоем полиамида.

Размеры и форма нарезанных овощей изменяются в зависимости от конфигурации ножей.

На рис. 25.11 показаны некоторые конструкции режущих дисков.

Измельчитель для мяса — куттер (рис. 25.12) работает следующим образом. Мясо из корыта автоматически загружается во вращающуюся чашу, изготовленную из нержавеющей стали, и режется инструментом, выполненным в виде фрезы и установленным в чаше.

Скорость резки составляет 130 м/с. Процесс проводят под вакуумом. Материал корпуса и крышки куттера делает процесс резания практически бесшумным. Фарш выгружается периодически с помощью автоматической наклонной заслонки, которая вытесняет фарш из чаши в приемное корыто. Уплотнение крышки и корпуса достигается с помощью специальных полимерных прокладок. Смена режущего инструмента происходит менее чем за 3 мин.

25.4. КЛАССИФИКАЦИЯ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

Для разделения смеси зернистых материалов на фракции с узкими пределами размеров частиц применяют три вида классификаций:

механическая, которая заключается в рассеве сыпучих материалов на ситах, решетках или других устройствах. При механической классификации через отверстия просеивающего устройства проходят частицы материала (проход), размеры которых меньше размеров отверстий. Не прошедшие через сита куски или частицы (сход) направляются на дополнительное измельчение;

гидравлическая классификация — разделение смеси твердых частиц на фракции в зависимости от скорости оседания частиц в жидкости;

воздушная сепарация — разделение смеси твердых частиц на фракции в зависимости от скорости отстаивания частиц в воздухе.

Классификацию используют как вспомогательную операцию для удаления мелочи перед измельчением материала, а также при возврате крупных частиц материала на повторное измельчение и в качестве самостоятельной операции — для выделения готового продукта заданного фракционного состава.

Механическая классификация, которая также называется сепарированием (грохочением), применяется для разделения частиц размерами от нескольких сантиметров до долей миллиметра. Классификацию проводят на рассеивающих устройствах, называемых

грохотами или сепараторами. Для рассеивания материалов используют металлические или другие сита, решета из металлических листов со штампованными отверстиями, решетки из параллельных стержней — колосников.

Сита бывают с квадратными или прямоугольными отверстиями, имеющими размеры от 0,04 до 100 мм. Сита обозначают номерами, соответствующими размеру стороны отверстия сита в свету, выраженному в миллиметрах или микронах.

Решета изготовляют из металлических листов толщиной 2...12 мм, в которых штампуют круглые или прямоугольные отверстия размером 2...10 мм. Чтобы избежать забивки отверстий материалом, их выполняют в форме конуса, расширяющегося книзу.

Колосники собирают из стержней обычно трапецеидального сечения. При такой форме колосников облегчается проход частиц материала через расширяющиеся книзу зазоры между колосниками.

Классификация материалов происходит при движении их относительно перфорированной поверхности. При этом поверхность может быть неподвижной, установленной под углом к горизонту большим, чем угол трения материала, либо движущейся.

В результате классификации получают два продукта: отсев (проход) и отход (сход). Отсев — частицы, прошедшие через рассеивающее устройство, отход — куски (частицы), не прошедшие через рассеивающее устройство.

Классификация бывает однократной и многократной. При однократной классификации материал просеивается через одно сито, при многократной — через несколько сит.

В промышленности используют грохоты с неподвижными и подвижными решетками. Наибольшее применение нашли грохоты с неподвижными решетками. Грохоты бывают качающимися, барабанными, вибрационными, дисковыми, роликовыми, колосниковыми и цепными.

На рис. 25.13 показан качающийся грохот, который широко применяется в промышленности.

Грохот приводится в колебательное движение с помощью кривошипного механизма. Отсев проваливается при сотрясении сита в отверстия, а отход перемещается вдоль сита и с него поступает непосредственно на измельчение. Для отбора нескольких фракций качающиеся грохоты делают многоярусными; в этих грохотах материал подается на верхнее сито, имеющее наибольшие отверстия. Крупные куски удаляются с этого сита как отход, а отсев поступает на расположенное ниже сито с более мелкими отверстиями. На этом сите снова получают отход и отсев, причем отсев попадает на следующее более мелкое сито, и т. д.

Преимущества плоских качающихся грохотов: большая произво-

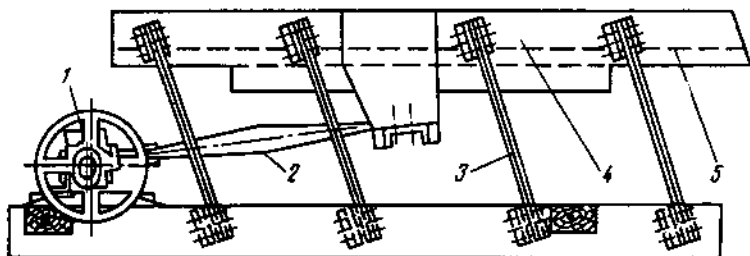


Рис. 25.13. Качающийся грохот:
1 — эксцентрик; 2 — шатун; 3 — пружина; 4 — корпус; 5 — сито

длительность, высокая эффективность грохочения, компактность, удобство обслуживания и ремонта.

Недостатком этих грохотов является неуравновешенность конструкции, в результате чего работа их сопровождается сотрясениями и толчками.

К грохотам с подвижными колосниками относятся роликовые грохоты, у которых просеивающей поверхностью являются ролики или диски, насаженные на параллельно установленные вращающиеся горизонтальные валы. Разделяемый материал движется по дискам или роликам, при этом нижний материал проваливается в зазоры между роликами или дисками, а отсев выгружается в конце грохота. В результате встряхивания материала при движении его по роликам или дискам повышается эффективность разделения.

Баранный грохот представляет собой барабан, установленный наклонно под углом 4...7° к горизонту. Барабан изготовляют из сетки или перфорированных стальных листов, он вращается на центральном валу либо на выносных опорных роликах. Материал загружается с открытого торца барабана. Отсев проваливается через перфорированные стенки барабана, а отход выходит с противоположного открытого торца барабана. Барабанные грохоты используют для механической классификации от мелкого к крупному. Отверстия в ситах делают увеличивающимися по ходу движения материала. Недостатками барабанных грохотов является громоздкость, малая эффективность разделения и низкая производительность.

Для очистки зерна, зерновых, крупяных и бобовых культур от сорных и зерновых примесей используют горизонтальные или вертикальные цилиндрические зерноочистительные сепараторы. Разделение в таких сепараторах происходит на металлическом сите. Проходные размеры отверстий сита увеличиваются по ходу движения зерновой смеси. Разделение смеси происходит под действием

центробежной силы в вертикальных сепараторах либо в результате вибрационных колебаний материала и сита в горизонтальных сепараторах.

На рис. 25.14 схематично показан барабан сепаратора. Барабан состоит из нескольких секций. Зерно с примесями поступает в верхнюю секцию. Под действием центробежной силы зерно вместе с примесями отбрасывается к перфорированной стенке барабана сепаратора. Примеси, имеющие меньшие размеры, чем зерно, проходят через отверстия стенки и удаляются из сепаратора в виде отсева, а зерно поступает в нижнюю секцию. Стенки барабана этой секции имеют отверстия большего диаметра, через которые зерно проходит и удаляется из сепаратора.

В вибрационных грохотах плоское наклонное сито совершает колебания с помощью вибратора. При вибрации материала на сите происходит его разделение, причем отверстия сит не забиваются материалом, даже если разделяются влажные материалы. Процесс легко регулируется путем изменения частоты и амплитуды вибраций, сита легко сменяются.

Магнитные (электромагнитные) сепараторы предназначены для извлечения из массы сыпучего материала, например зерна, стальных и чугунных включений. Барабанный электромагнитный сепаратор (рис. 25.15) имеет эксцентрично расположенный неподвижный электромагнит, работающий от постоянного тока. При вращении барабана поверхность его находится в непосредственной близости от полюсов электромагнита. Чугунные и стальные предметы, попада-

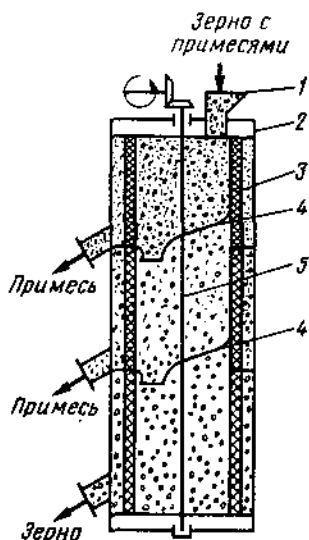


Рис. 25.14. Барабанный сепаратор:
1 — воронка; 2 — корпус; 3 — барабан; 4 —
переторочка с каналом; 5 — вал

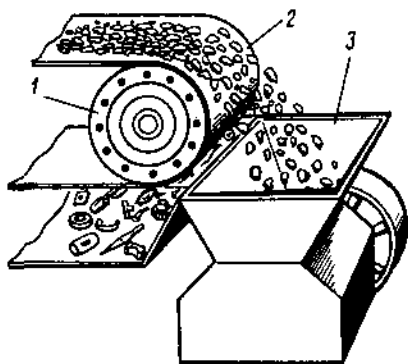


Рис. 25.15. Схема работы барабанного
магнитного сепаратора:
1 — сепаратор; 2 — конвейер; 3 — бункер

ющие в зону сильного магнитного поля, удерживаются на поверхности барабана, а сыпучий материал, не обладающий магнитными свойствами, сыпается с поверхности барабана в приемный бункер. При выходе барабана из сферы действия магнитного поля чугунные и стальные предметы под действием силы тяжести отделяются от основной массы материала вне бункера.

Магнитные сепараторы устанавливают в местах загрузки твердых материалов в различные машины, например в дробилки, сушилки и др.

Гидравлическая классификация смесей твердых частиц на фракции по скорости осаждения их в жидкости подчиняется общим законам осаждения твердых тел (см. главу 7). Гидравлическая классификация осуществляется в горизонтальном или восходящем потоке воды. Скорость потока выбирают такой, чтобы из классификатора выносились частицы, меньшие определенного размера, — верхний продукт, а в классификаторе осаждались частицы больших размеров, обладающие большей скоростью осаждения, — нижний продукт. Для классификации под действием центробежной силы используют гидроциклоны.

Воздушная сепарация отличается от гидравлической классификации тем, что скорость осаждения частиц в воздухе значительно больше скорости осаждения частиц в воде. Воздушная сепарация осуществляется в восходящем потоке воздуха в циклонных аппаратах.

На рис. 25.16 показана схема центробежного сепаратора. Обычно такой сепаратор устанавливают на линии отходящего воздушного потока от мельницы. Крупные части отделяются в кольцевом канале и конусе, где частицы под действием центробежной силы отбрасываются на стенки конуса. Крупные частицы соскальзывают со стенок конуса и выгружаются через патрубки 4 и 5. Воздух вместе с мелкими неотделившимися частицами удаляется через патрубок в циклон.

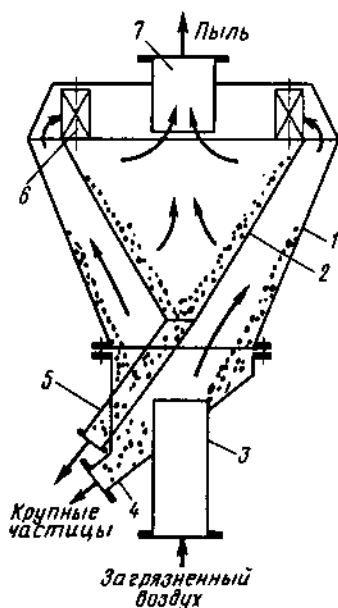


Рис. 25.16. Схема центробежного сепаратора: 1 — корпус; 2 — внутренний конус; 3 — патрубок для ввода исходного продукта; 4, 5 — патрубки для отвода крупных частиц; 6 — направляющая лопатка; 7 — патрубок для вывода пыли

Контрольные вопросы и задания. 1. С какой целью применяют измельчение и классификацию твердых материалов? 2. На какие виды подразделяется измельчение в зависимости от начальных и конечных размеров наибольших кусков материала? 3. Чем характеризуется процесс измельчения? 4. Какими методами производится измельчение твердых материалов? 5. Какие схемы измельчения применяются в пищевой промышленности? 6. От каких характеристик измельчаемых материалов зависит работа, затрачиваемая на измельчение? 7. Какие типы измельчающих машин применяются в промышленности? Характеристики дробилок и мельниц. 8. Перечислите требования к измельчающим машинам. 9. Каков принцип действия щековых, гирационных и молотковых дробилок? 10. Какие мельницы применяют для дробления и помола зерна? 11. Каков принцип действия свеклорезки? 12. Какие виды классификации используются в промышленности? 13. На чем основана классификация материалов грохочением? 14. На чем основана гидравлическая и воздушная классификация? 15. В каких аппаратах производится воздушная классификация?

Задача 25.1. На молотковую дробилку, работающую в замкнутом цикле с предварительным грохочением, поступает $G=20$ т/ч исходного материала. Размер кусков требуемого продукта дробления должен составлять $d_k=10$ мм. В исходном материале содержится 25% кусков, размер которых менее 10 мм. После однократного прохождения материала через дробилку продукт дробления содержит 65% кусков размером более 10 мм. Определить производительность дробилки и грохота.

Доля крупных кусков в исходном материале $a=1,0-0,25=0,75$. Нагрузку дробилки при работе в замкнутом цикле определяем по формуле $q=a/(1-b)$, где a — массовая доля крупных кусков в исходном материале; η — КПД грохота; b — массовая доля кусков размером более заданного в продукте дробления. Принимая $\eta=0,82$, получим $q=0,75/(0,82-0,65)=4,41$.

Производительность молотковой дробилки $Q_n=Gq=20 \cdot 4,41=88,2$ т/ч.

Производительность грохота $Q_r=Q_n+G=88,2+20=108,2$ т/ч.

Задача 25.2. Рассчитать объем, производительность и мощность, потребляемую шаровой мельницей с размером барабана $D \times L=1500 \times 3000$ мм, если 80% кусков исходного материала имеют диаметр $d_n=20$ мм, а 85% частиц измельченного продукта имеют размер менее 200 мкм. Насыпная плотность стальных шаров $\rho_{ш}=4100$ кг/м³.

Находим по формуле (25.15) частоту вращения $n=32/\sqrt{1,5}=26$ об/мин.

Объем барабана мельницы $V_b=\pi D^2/4L=3,14 \cdot 1,5^2/(4 \cdot 3)=5,3$ м³.

Диаметр загруженных шаров $D_{ш}=6(\lg d_n)\sqrt{d_n}=6(\lg 200)\sqrt{20}=61,7$ мм.

Принимаем $D_{ш}=70$ мм.

Если принять степень заполнения барабана шарами $\varphi=0,4$, то масса загруженных шаров составит $m_{ш}=0,4 \cdot 5,3 \cdot 4100=8700$ кг.

Производительность мельницы по измельченному продукту $Q=kVD^{0,6}=\approx 1,57 \cdot 5,3 \cdot 1,5^{0,6}=10,3$ т/ч (где $k=1,57$ — экспериментально найденная величина).

Потребляемая мощность $N=6,1 m_{ш}\sqrt{D}=6,1 \cdot 8,7\sqrt{1,5}=65$ кВт.

Глава 26

ПРЕССОВАНИЕ

26.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Для обезвоживания, брикетирования твердых материалов, гранулирования и формования пластичных материалов в пищевой промышленности применяют прессование.

Прессование заключается в том, что обрабатываемый материал подвергают внешнему давлению в специальных прессах.

Под избыточным давлением проводят обезвоживание, брикетирование,

рование, формование и штампование различных пищевых материалов.

Обезвоживание под давлением применяют в ряде отраслей пищевой промышленности: в сахарном производстве для отжима воды из свекловичного жома, сока из сахарного тростника, в жировом производстве для выделения из семян подсолнечника растительного масла, в производстве соков для выделения сока из ягод и плодов и в других производствах.

Брикетирование используют для получения брикетов, т. е. брусков спрессованного материала прямоугольной или цилиндрической формы. Брикетирование применяют в сахарном производстве для получения брикетов свекловичного жома и сахара-рафинада. Брикетирование широко распространено в производстве пищевых концентратов и лекарственных препаратов, в кондитерском и в комбикормовом производствах, в процессах утилизации отходов производства и др.

Разновидности брикетирования — **таблетирование и гранулирование**. Таблетки и гранулы имеют меньшие размеры по сравнению с брикетами. Промышленностью выпускаются гранулированные чай, кофе, пищевые концентраты, конфеты и другие продукты.

Формование пластических материалов применяют в хлебопекарном, кондитерском, макаронном, комбикормовом и других производствах для придания изделию заданной формы. При формовании часто используют экструзию.

26.2. ОБЕЗВОЖИВАНИЕ И БРИКЕТИРОВАНИЕ

Обезвоживание продуктов применяют для выделения жидкости, когда она является ценным продуктом или когда с обезвоживанием ценность продукта увеличивается.

Обезвоживание проводят под действием избыточного давления, которое прикладывается к материалу. Избыточное давление может быть приложено к материалу двумя способами: давлением поршня в прессах или действием центробежной силы в центрифугах.

Брикетирование, таблетирование и гранулирование применяют с целью повышения качества и продолжительности использования продукта, уменьшения потерь, улучшения транспортировки и т. д.

Жом, предназначенный для скармливания скоту, отжимается на прессах до содержания 9...10%. Прессованный жом получают в виде брикетов круглого сечения диаметром от 11 до 20 мм или прямоугольного сечения высотой от 20 до 40 мм.

Плотность спрессованного жома составляет около 750 кг/м^3 .

Степень отжатия воды зависит от давления прессования. Однако большая степень отжатия воды приводит к уменьшению производительности пресса и увеличению удельного расхода энергии.

В сахарорафинадном производстве прессы применяют для получения брусков сахара-рафинада. При прессовании кашки значительно сокращается объем промежутков между кристаллами из-за перемещения кристаллов относительно друг друга, а промежутки заполняются осколками раздробленных кристаллов. При прессовании создаются благоприятные условия для срачивания кристаллов в брикетах при их сушке.

Брикетиrowание проводят в специальных прессах до плотности, при которой брикет не может самопроизвольно разрушиться. После прессования брикеты жома охлаждают, а сахар высушивают.

Основная характеристика процесса брикетиrowания — зависимость между приращением давления прессования Δp и уменьшением коэффициента уплотнения прессуемого вещества $\beta (\beta = V/V_1 = h/h_1$, где V и V_1 — объем продукта до и после прессования; h и h_1 — высота брикета до и после прессования).

Для вывода уравнения распределения давления прессования по высоте брикета рассмотрим схему сил, действующих на элементарный слой брикета (рис. 26.1).

Давление прессования складывается из давления на уплотнение продукта и давления для преодоления сил трения продукта о пресс-форму. Пренебрегая трением продукта о пресс-форму и принимая, что продукт является однородным, С. М. Гребенюком получено выражение для описания процесса прессования .

$$\psi \ln p/p_0 = \beta - \beta_0, \quad (26.1)$$

где ψ — модуль прессуемости; p, p_0 — соответственно конечное и начальное давления сжатия; β, β_0 — конечный и начальный коэффициенты уплотнения.

В условиях равновесия на элемент брикета, находящийся в матрице на расстоянии z от пуансона, в вертикальной плоскости действуют нормальные силы p_z и $p_z - dp_z$, удельные силы трения T_z и силы от боковых давлений p_{xz} .

Удельная сила трения $T_z = fp_{xz}$, где f — коэффициент трения материала о стенку матрицы.

Вертикальное удельное давление связано с боковым удельным давлением p_{xz} соотношением $p_{xz}/p_z = \xi$. Если поперечное сечение F и периметр брикета Π , то условие равновесия сил на ось z выражается уравнением $Fdp_z = fp_z \Pi dz$. Учитывая, что приращение давления и силы трения равны,

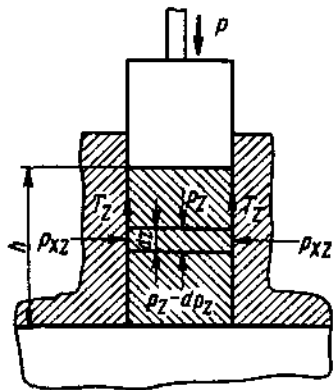


Рис. 26.1. Схема сил, действующих на элементарный слой брикета

но противоположны по направлению, получим $Fdp_z = -f\xi p_z \Pi dz$. Проинтегрировав это уравнение в пределах от p до p_z и от 0 до z при постоянстве величин f и ξ , получим

$$p_z = p_{\text{exp}}(-\xi f \Pi z / F). \quad (26.2)$$

На дне пресс-формы удельное давление

$$p_h = p_{\text{exp}}(-\xi f \Pi z / F),$$

где h — высота брикета.

Уравнение (26.2) представляет собой уравнение распределения давления прессования по высоте сжатого брикета. Его можно также использовать для определения потерь давления на трение о стенки матрицы.

Уменьшение коэффициента уплотнения элементарного слоя, перпендикулярного направлению усилия прессования, связано с приращением давления в этом слое [см. уравнение (26.1)]. Если принять, что первоначальная плотность брикета по всей высоте постоянна, то $\beta_0 - \beta_z = \psi \ln p_z / p_0$. Подставляя значение p_z из уравнения (26.2), найдем $\beta_0 - \beta_z = \psi \ln [p_{\text{exp}}(-\xi f \Pi z / F) / p_0]$, откуда $\beta_z = \beta_0 - \psi \ln p + \psi \ln p_0 + \psi \xi f \Pi z / F$.

Средний коэффициент уплотнения $\beta = \int_0^h \beta_z dz / h$, или

$$\beta = \int_0^h [\beta_0 - \psi \ln p + \psi \ln p_0 + \psi \xi f \Pi z / F] dz / h. \quad (26.3)$$

Интегрируя полученное уравнение в пределах от 0 до h , после соответствующих алгебраических преобразований получим

$$\beta = \beta_0 - \psi \ln p / p_0 + \psi \xi f \Pi z / (2F). \quad (26.4)$$

Средняя плотность брикета постоянного сечения

$$\rho = (\rho - \rho_k \psi \ln p / p_0) / [1 - \psi \xi f \Pi G_k / (2F^2 \rho_k)], \quad (26.5)$$

где G_k — масса твердой фазы в брикете.

Конечный и начальный коэффициенты уплотнения в этом случае $\beta = \rho / \rho_k$ и $\beta_0 = \rho_0 / \rho_k$; конечная высота брикета $h_k = G_k / F \rho_k$; ρ и ρ_k — соответственно начальная и конечная плотности брикета.

Уравнения (26.4) и (26.5) являются основными уравнениями процесса одностороннего прессования дисперсного вещества, полученными при допущении постоянства коэффициента трения f и коэффициента бокового давления ξ .

При одностороннем прессовании вследствие трения продукта о стенки матрицы плотность брикета оказывается неравномерной по высоте. Брикет более высокого качества получают при двустороннем прессовании. В этом случае брикет имеет более равномерную плотность по высоте, что улучшает его качество.

26.3. ГРАНУЛИРОВАНИЕ И ФОРМОВАНИЕ

Гранулирование и формование проводят в экструдерах с целью получения полуфабрикатов или готовых изделий при комплексном воздействии давления, температуры, влажности и напряжения сдвига. Преимущества экструзии состоят в совмещении в одном экструдере нескольких процессов: диспергирования, перемешивания, гомогенизации, термической обработки (охлаждения), формования и сушки пищевых материалов. Экструдер заменяет ряд периодических процессов и оборудования, а сам процесс экструзии позволяет направленно изменять свойства и структуру перерабатываемого материала, обеспечивает непрерывность процесса, возможность непрерывной подачи в перерабатываемый материал ароматизаторов, красителей, пластификаторов и вкусовых добавок. Экструзию применяют при выработке изделий из теста, таких как макароны, сухие завтраки, кондитерские изделия, детское питание, гранулированные корма. Готовый продукт, выработанный таким образом, или полуфабрикат называют экструдатом. Форма экструдата определяется формой отверстий в матрице, которую устанавливают на выходе материала из экструдера.

Экструзия бывает холодной, тепловой и варочной. При холодной экструзии происходит только механическое формование пластического сырья в результате продавливания его через матрицу. Этот вид экструзии применяют при выработке мучных изделий, макарон, плавленых сыров, конфетных масс, мясного фарша и других продуктов. Тепловую экструзию используют для частичной клейстеризации крахмалсодержащих материалов влажностью 20...40% с последующей обжаркой или выпечкой. При варочной экструзии во время нагревания в перерабатываемом материале происходят необратимые биофизические изменения прежде всего белков, крахмала и сахара. Экструдат затем сушат или обжаривают и покрывают вкусовыми добавками. Способом варочной экструзии получают сухие завтраки, хлебцы, сухие напитки, супы, мясопродукты.

26.4. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ОБРАБОТКИ ПРОДУКТОВ ПРЕССОВАНИЕМ

В пищевой промышленности применяют прессы самых разнообразных конструкций. Их можно разделить на две большие группы: гидравлические и механические.

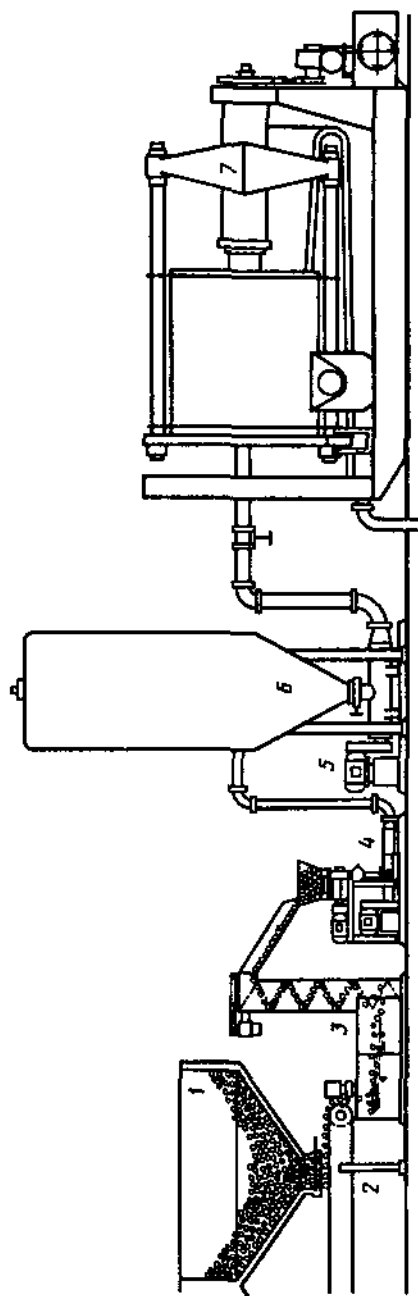


Рис. 26.2. Установка для переработки фруктов на сок:
 1 — бункер; 2 — конвейер; 3 — установка для мойки и удаления косточек; 4 — насос-взвешиватель; 5 — насос-взвешиватель; 6 — бункер-накопитель; 7 — пресс

Гидравлический пресс работает по законам гидравлики. Основной узел пресса — рабочий цилиндр, внутри которого перемещается плунжер, соединенный с подвижной плитой. Плунжер приводится в движение жидкостью высокого давления. Прессуемый материал помещается между подвижной и неподвижной плитами.

Сила давления, создаваемая поршнем на материал, прямо пропорциональна его площади:

$$P = pF,$$

где p — давление в гидросистеме, Н/м²; F — площадь поршня, м².

Гидравлические прессы широко применяют при переработке фруктов и овощей с целью получения соков, для производства ликеров и эссенций.

На рис. 26.2 представлена схема установки для переработки фруктов на сок.

В сахарной промышленности для обезвоживания жома применяют наклонные горизонтальные и вертикальные шнековые прессы с одно- и двусторонним отжатием. Прессы двустороннего отжатия более производительны, чем одностороннего, и позволяют отжимать жом до более низкой конечной влажности.

Наклонный шнековый пресс (рис. 26.3) предназначен для отжатия жома. Жом поступает в сепаратор, где из него частично удаляется вода, а затем в пресс, где отжимается основная часть воды.

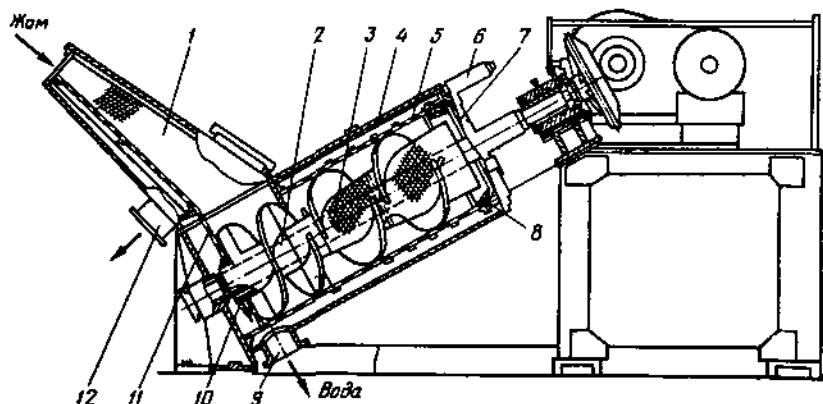


Рис. 26.3. Наклонный шнековый пресс:

1 — сепаратор; 2 — вал шнека; 3 — сито; 4 — отжимной шнек; 5 — цилиндрическое сито; 6 — регулировочное приспособление; 7 — отверстие для выгрузки жома; 8 — коническое сито; 9 — штуцер; 10 — отверстие для удаления воды; 11 — дополнительная поверхность фильтрования; 12 — штуцер для отвода воды

Часть отжатой воды проходит через цилиндрическое сито и удаляется через штуцер 9, другая часть воды проходит через сито 3 в полую часть вала шнека и удаляется через отверстие 10 и штуцер 9. Отжатый жом выгружается через кольцевые отверстия между коническим ситом и корпусом отжимного шнека. Размер отверстия влияет на продолжительность пребывания жома в прессе и степень отжатия воды и регулируется приспособлением 6.

Горизонтальные и наклонные прессы имеют аналогичную конструкцию. В отличие от горизонтальных прессов в наклонных не происходит частичного смешения отжатого жома с удаляемой жидкостью.

Вертикальный шнековый пресс показан на рис. 26.4. Основная часть пресса — полый вертикальный шнек, установленный в специальных траверсах. На кожухе шнека с противоположных сторон расположены контрлопасти, которые входят в промежутки между лопастями шнека и препятствуют вращению материала вместе со шнеком. Контрлопасти имеют отверстия, через которые проходит пар, подводимый по трубопроводу.

В верхней части пресса расположена воронка для загрузки материала, а под ней по цилиндрической образующей — цилиндрические

разъемные сита с коническими отверстиями. Влажный жом на прессование поступает через воронку и верхними лопастями шнека направляется вниз, в зону с меньшим поперечным сечением, где происходит отжатие воды. Часть отпрессованной воды выходит через отверстия цилиндрического сита, а другая часть — через полый вал шнека. Выделенная вода по каналу 10 и штуцеру 9 удаляется из пресса.

В нижней части цилиндрического сита расположено подвижное коническое сито, которое можно поднимать и опускать при помощи болтов 7. Изменением размера

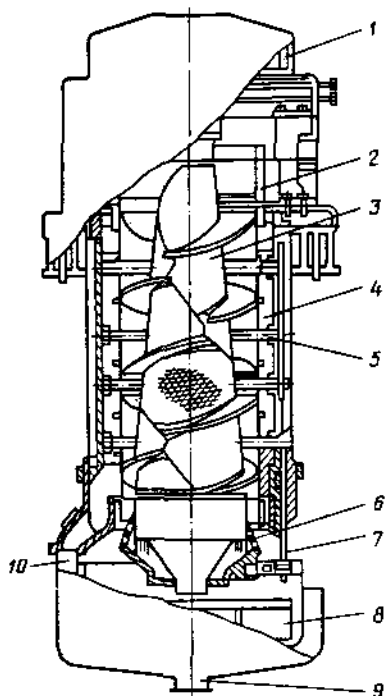


Рис. 26.4. Вертикальный шнековый пресс:
1 — приводная шестерня; 2 — загрузочная воронка;
3 — шнек; 4 — разъемное сито; 5 — контрлопасть;
6 — коническое сито; 7 — болт; 8 — скребок; 9 —
штуцер; 10 — канал

щели между этим ситом и нижней частью цилиндрического сита регулируется степень отжатия жома.

Отжатый жом, выходящий через щель, образованную коническим и цилиндрическим ситами, при помощи скребков выгружается из шнека.

Двухшнековый пресс (рис. 26.5) оборудован двумя параллельно установленными шнеками, вращающимися навстречу друг другу. В корпусе и крышках шнека имеются цилиндрические фильтрующие сита с коническими отверстиями, изготовленные из нержавеющей стали.

Конструкция пресса позволяет быстро проводить процесс обезвоживания.

Частоту вращения шнеков можно регулировать гидромuftой от 1,45 до 3 мин⁻¹. От частоты вращения шнека зависят его производительность, влажность отпрессованного жома и расход энергии.

Показатели работы пресса зависят от равномерности питания его жомом. При недостаточной загрузке пресса жомом влажность жома увеличивается.

Производительность прессов по отжатому жому

$$Q = \rho \varphi F t (n/60), \quad (26.6)$$

где ρ — плотность отжатого жома, кг/м³; φ — отношение площади, занятой прерывистыми витками шнека, к площади винтовой поверхности; F — площадь кольцевого выходного отверстия или в случае перфорированного диска сумма площадей свободного сечения диска, м²; t — шаг витка шнека в выходной щели, м; n — частота вращения шнека, мин⁻¹.

Мощность привода пресса (в кВт) складывается из ряда составля-

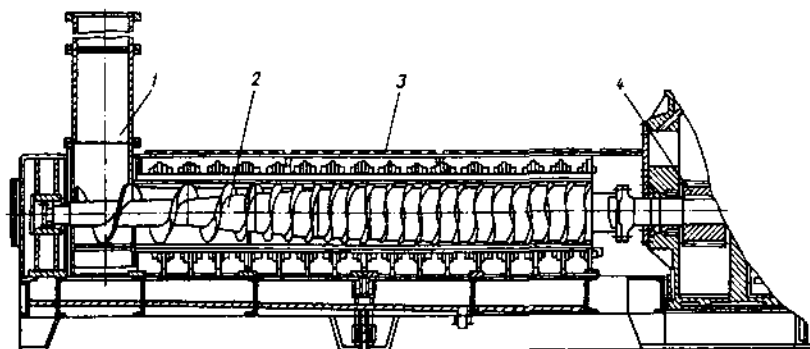


Рис. 26.5. Двухшнековый пресс:
1 — загрузочный бункер; 2 — шнек; 3 — крышки; 4 — привод

ЮЩИХ:

$$N = (N_c + N_k + N_v + N_{сж} + N_n) / \eta_{пр}, \quad (26.7)$$

где $N_c, N_k, N_v, N_{сж}, N_n$ — мощность, необходимая для преодоления сил трения продукта соответственно по ситовому корпусу, поверхности корпуса, поверхности витков шнека, для сжатия жома, перемещения жома; $\eta_{пр}$ — коэффициент полезного действия привода.

На степень отжатия жома оказывают основное влияние форма проходной части прессов и время пребывания жома в прессе.

Штемпельные и ротационные прессы применяют для брикетирования сухого жома. Ротационные прессы имеют плоскую или цилиндрическую матрицу. В штемпельных прессах матрица является неподвижной, а пуансон (штемпель) совершает возвратно-поступательное движение. В таких прессах наблюдаются большие инерционные силы при прессовании, поэтому их устанавливают на массивных фундаментах.

Одна из конструкций ротационного пресса с горизонтальной плоской матрицей показана на рис. 26.6. Основная часть пресса — прессующий узел, состоящий из матрицы и прессующих валков, устройства для среза гранул и полого вала. Матрица установлена на

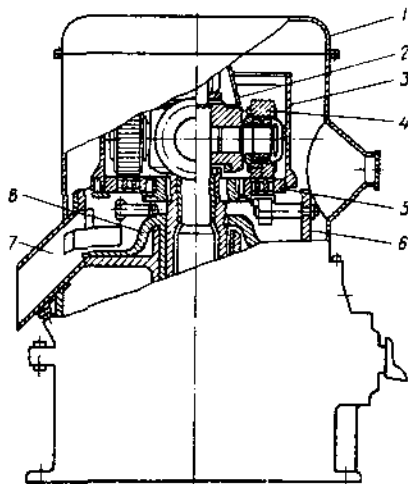


Рис. 26.6. Ротационный пресс:
1 — кожух; 2 — распределитель материала; 3 — бункер; 4 — прессующий валок; 5 — матрица; 6 — устройство для среза гранул; 7 — выгрузной лоток; 8 — лопасть

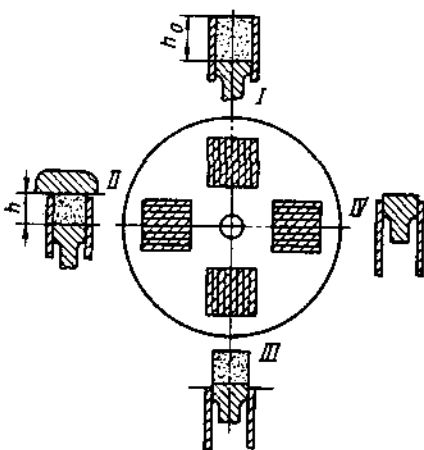


Рис. 26.7. Схема работы дискового пресса

полом валу и вращается вместе с ним. Конический распределитель служит для направления сухого материала под валки.

Спрессованный материал на выходе из отверстия матрицы срезается ножом и лопастью направляется в выгрузочный лоток. Зазор между матрицей и лезвием ножа должен быть не более 0,5 мм. Необходимо, чтобы нож перекрывал рабочую ширину матрицы; лезвие его должно располагаться параллельно нижней плоскости матрицы. Угол наклона ножа к горизонтальной плоскости составляет 30°.

Для срезания брикета устанавливают четыре ножа. Если необходимо получить более крупные брикеты, количество ножей уменьшают.

Дисковый пресс, используемый в производстве спрессованного сахара-рафинада, состоит из следующих основных узлов: набивной коробки для приема рафинадной кашки; диска с матрицами и пуансонами; упора для прессования брусков рафинада; механизма для натирки стола; механизма для подачи сахара в матрицы; механизма для выталкивания отпрессованных брусков рафинада; механизма для подъема пуансонов; механизма для поворота диска, привода и станины.

Стол пресса совершает вращательное движение против часовой стрелки в горизонтальной плоскости (рис. 26.7). Во время одного оборота стол делает четыре остановки, при которых совершаются последовательно следующие операции: *I* — заполнение матрицы рафинадной кашкой; *II* — формование при движении пуансона вверх; *III* — выталкивание брусков сахара пуансоном из матрицы; *IV* — очистка пуансона от остатков сахара и натирка мастикой.

Матрицы пресса выполнены в виде латунных коробок, которые вставлены в отверстия диска.

Из **таблетирующих машин** наибольшее распространение в пищевой промышленности получили ротационные. В этих машинах материал прессуется пуансонами, смонтированными в ротор по его окружности на двух уровнях. Во время работы пуансоны перемещаются вдоль вертикальной оси благодаря копирам и прессирующим роликам, которые предназначены для их верхнего и нижнего рядов. При вращении ротора пуансоны, двигаясь в матрице, заполненной предварительно таблетиремым материалом, сжимают его с двух противоположных сторон. Таблетка выталкивается из матрицы нижним пуансоном при выведенном верхнем.

Ротационные таблетирующие машины делятся на два класса. В машинах первого класса пуансоны катятся по копирам, в машинах второго класса скользят. Различают машины однократного и многократного действия, в которых каждая пара пуансонов за один оборот ротора формирует соответственно одну или несколько таблеток.

Часовая производительность ротационной таблетировуемой машины (в кг/ч)

$$Q=60(P/p)h\rho Nmkn, \quad (26.8)$$

где P — усилие прессования, Н; p — давление прессования, МПа; h — высота материала в матрице до прессования, м; ρ — плотность прессуемой массы, кг/м³; N — количество матриц в роторе; m — количество гнезд в матрице; k — коэффициент многопозиционности ($k=1, 2, 3, 4$); n — частота вращения ротора, мин⁻¹.

Гранулирование может осуществляться тремя способами: на специальных устройствах — грануляторах, окатыванием и в псевдоожиженном слое.

Двухшнековый формовочный пресс (рис. 26.8) используют в производстве конфет, в частности пралине, методом формования конфетной массы через фильеру с калиброванными отверстиями. Пресс создает давление в конфетной массе и продавливает ее через фильеру. Непосредственно на выходе из фильеры жгуты конфетной массы рубятся на гранулы эксцентрично установленными ножами гранулятора (рис. 26.9), расположенными с определенным зазором у фильеры.

Фильера представляет собой плоский металлический диск с

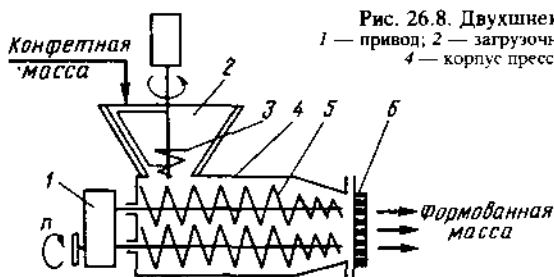
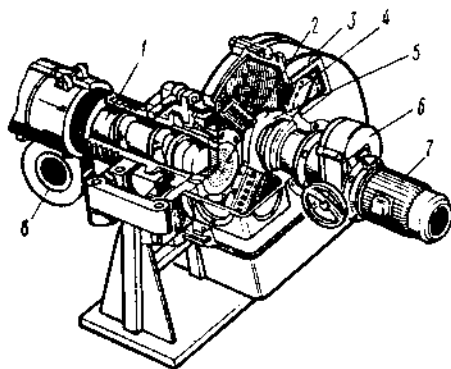


Рис. 26.9. Установка для гранулирования:

1 — подающий шнек; 2 — фильера; 3 — кожух гранулятора; 4 — рубящий нож; 5 — вал; 6 — редуктор; 7 — электродвигатель; 8 — вентилятор



отверстиями, через которые продавливается прессуемая масса. Форма отверстия фильеры определяет вид изделия. При продавливании через отверстия фильеры масса принимает определенную форму. Течение массы в отверстиях фильеры подобно течению очень вязкой жидкости.

Давление, создаваемое шнеком, зависит от гидравлического сопротивления в отверстиях фильеры. Сопротивление определяется консистенцией теста, формой и размером отверстий.

Рубящие ножи закреплены на вращающемся валу, имеющем собственный привод. Эксцентричное расположение ножевого крыла позволяет заполнить материалом все сечение фильеры. Для регулировки зазора между фильерой и рубящими ножами ножевой вал может перемещаться в осевом направлении. Для этого кожух гранулятора может быть отведен в сторону вместе с приводом. При демонтаже шнека грануляционная головка может быть отведена от нагнетающего шнека.

Технологическая линия для производства экструдированных пищевых продуктов (панировочные сухари, суповые добавки, сухие завтраки и т. п.) показана на рис. 26.10. В линию входят бункер 1 для основного сырья, бункер 2 для вкусовых добавок, смеситель 3, шнековый дозатор 4, экструдер 6, гранулятор 7, насос-дозатор 5, а также дополнительное оборудование в зависимости от вида получаемого продукта — охладитель 8, промежуточный бункер 9, накопительный бункер 11 (сушильная печь 10, жарочная ванна, ароматизатор и другое оборудование).

Процесс экструзии проводят в экструдерах с одним или несколькими шнеками, установленными в одном корпусе. Технологическая часть экструдера состоит из корпуса, в котором вращаются один или два шнека, смесительных дисков, разгрузочных устройств, приспособления для смены набора фильтров. Корпус и шнеки могут быть выполнены из отдельных секций. Каждая секция имеет сверления для установки термопар и датчиков давления. Корпус, как правило, обогревается электрическими нагревателями сопротивления, а шнеки охлаждаются при необходимости водой, циркулирующей через отверстия в секциях корпуса и в пустотелых валах шнека.

Корпус экструдера, шнеки, смесительные элементы, а также загрузочную секцию изготавливают из высокопрочных износостойких сталей (азотированные стали, содержащие хром и никель). Сборные шнеки позволяют собирать последовательно зоны загрузки, смешения, пластификации и экструзии. Особенности этих зон — технологическое назначение их и различие физико-химических свойств материала по длине шнека.

Конструкция загрузочных устройств экструдеров зависит от вида материала. Для загрузки сыпучей смеси с небольшой насыпной массой (100...400 кг/м³) применяют воронкообразные бункера с ворошителями. Ворошитель представляет собой вертикальный вал, к

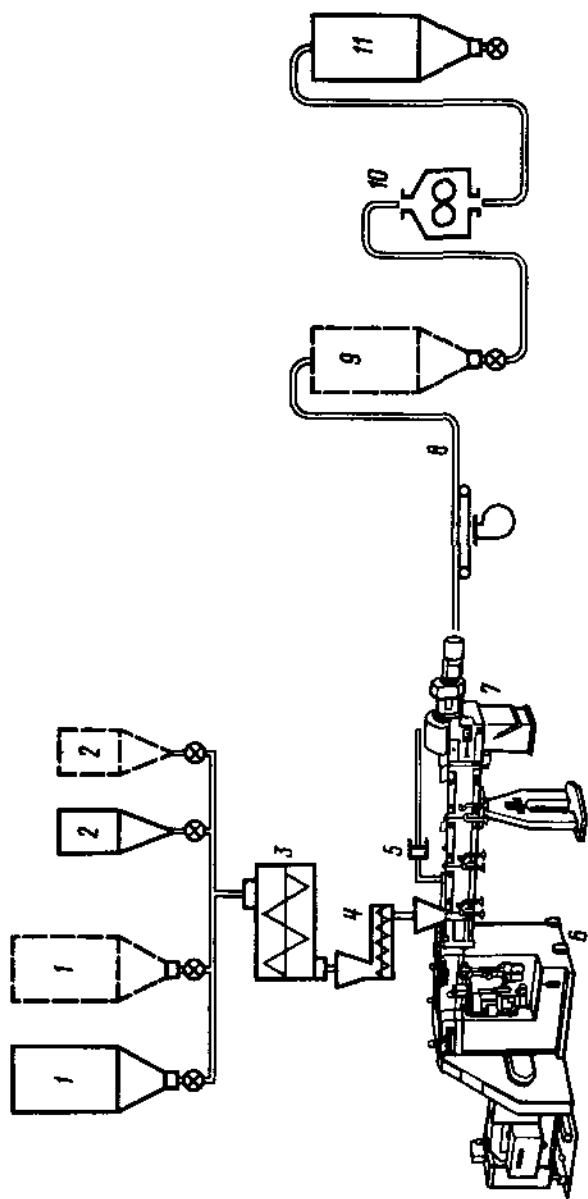


Рис. 26.10. Схема получения экструдированных продуктов

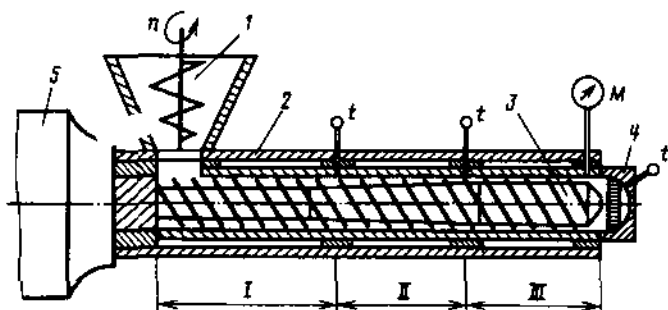


Рис. 26.11. Схема одношнекового экструдера:

1 — загрузочная воронка; 2 — корпус; 3 — шнек; 4 — фильера; 5 — привод; *t* — термометры; *M* — датчик давления

которому приварены наклонные лопатки, образующие как бы червяк с прерывистой навивкой для разрыхления материала. Нижняя часть вала может заканчиваться червячным питателем. Для загрузки пастообразных, влажных и порошкообразных материалов, обладающих повышенной адгезией, применяют одночервячные и двухчервячные загрузочные устройства.

Схема одношнекового экструдера показана на рис. 26.11. Экструдер состоит из узла загрузки 1, корпуса 2, шнека 3, сменной матрицы (фильеры) 4 и привода 5 с системой управления. Диаметр шнека составляет 50...250 мм, длина — от 1 до 20 диаметров. Форма профиля витка прямоугольная или трапециевидная. На рис. 26.11 зона I соответствует материалу в увлажненном состоянии, II — в пластическом состоянии, в зоне III материал представляет собой аморфную текучую массу.

Показатель работы экструдера — его эффективность, которая

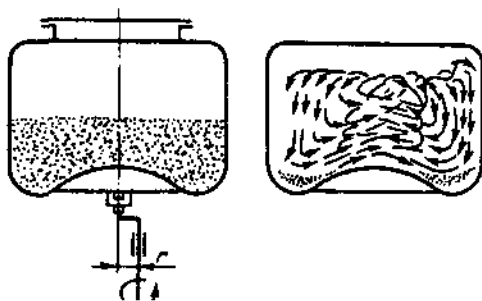


Рис. 26.12. Схема движения частиц в дражировочном грануляторе

определяется отношением часовой производительности к единице потребляемой мощности. Зная эффективность экструдера, можно рассчитать при известной мощности привода максимальную производительность или при заданной производительности — необходимую мощность. Эффективность экструдера вычисляют для каждого нового перерабатываемого материала. Сопоставление эффективности различных машин при переработке одного и того же материала позволяет выбрать оптимальную конструкцию экструдера. Потребляемая мощность зависит от типа привода экструдера. Зная напряжение и силу тока, можно рассчитать мощность экструдера по формуле $N=UI$, где U — напряжение; I — сила тока.

Гранулирование окатыванием применяют в кондитерской промышленности при производстве конфет, состоящих из ядра и оболочки. Наслоение оболочки на ядро осуществляют в дражировочных грануляторах.

Дражировочный гранулятор представляет собой чашеобразный корпус с вогнутым дном, который совершает сложное движение в горизонтальной плоскости. Чаша вращается вокруг собственной оси и вокруг вала привода (рис. 26.12). Такое сложное движение чаши создает восходящий винтообразный поток порошка. В результате происходит окатывание ядра оболочкой, что приводит к росту гранул. Ядром служат обычно кристаллы сахара, изюм и орехи, ягоды и т. д. Оболочка состоит из сахарной цедры, порошка какао, кофе и т. д.

Контрольные вопросы и задания. 1. Для чего применяют прессование в пищевой промышленности? 2. Чем различаются обезвоживание и брикетирование продуктов? 3. Из каких составляющих складывается давление прессования? 4. От каких величин зависит средний коэффициент уплотнения? 5. От каких величин зависит средняя плотность брикета? 6. Какое оборудование используют при обработке продуктов прессованием? 7. Каков принцип работы обезвоживающих шнековых прессов, ротационных брикетизирующих прессов? 8. Опишите устройство и принцип работы гранулирующего устройства. 9. Какое оборудование применяют для получения экструдированных пищевых продуктов? 10. Опишите устройство и принцип работы экструдера.

ПРИЛОЖЕНИЯ

1. СИСТЕМЫ ЕДИНИЦ ИЗМЕРЕНИЯ ФИЗИЧЕСКИХ ВЕЛИЧИН

До середины XX в. в мире существовало несколько систем единиц: МКГСС — техническая система, основанная на метре, килограмм-силе и секунде; СГС — метрическая система, основанная на сантиметре, грамме и секунде; МТС — система, основанная на метре, тонне, секунде, а также различные внесистемные единицы, удобные для пользования в отдельных отраслях знания и в технике. Все это создавало практические неудобства, затрудняло международное взаимодействие различных отраслей науки, техники, производства. Возникла настоятельная необходимость создания единой международной системы единиц, основанной на метрической системе мер, которая могла бы объединить все многообразие имеющихся систем.

В 1960 г. на XI Генеральной конференции по мерам и весам была принята Международная система единиц (СИ). В СССР с 1 января 1963 г. эта система принята как предпочтительная во всех областях науки, техники и народного хозяйства. Переход на Международную систему единиц обеспечивает единообразие измерений механических, тепловых, электрических и других физических величин, повышает их точность и упрощает некоторые расчетные формулы.

В Международной системе единиц для измерения основных величин приняты следующие единицы: длины — метр (м), массы — килограмм (кг), времени — секунда (с), термодинамической температуры — кельвин (К), силы света — кандела (кд). Из первых трех единиц, совпадающих с основными единицами системы МКС, образуются производные механические единицы; на основе термодинамической температуры Кельвина — производные единицы для измерения тепловых величин.

Размерность производных единиц определяется с помощью физических уравнений, отражающих связь между величинами.

Используемые в расчетной практике производные единицы системы СИ, а также значения переводных множителей для пересчета некоторых единиц систем МКГСС, СГС и внесистемных единиц в соответствующие единицы СИ приведены в таблице.

В этом случае перед наименованием величины пишут приставки, обозначающие соответствующую кратность или дольность основной единицы: М — мега, к — кило, мк — микро и т. д.

Единицы измерения и переводные множители в единицы СИ

Величина	Система единиц	Наименование единицы	Переводной множитель в единицу СИ	
Длина	СИ, МКГСС	метр (м)	—	
	СГС	сантиметр (см)	10^{-2}	
Масса	СИ	килограмм (кг)	—	
	МКГСС	техническая единица массы (кгс·с ² /м)	9,81	
Сила	СГС	грамм (г)	10^{-3}	
	СИ	ньютон (Н)	—	
	МКГСС	килограмм-сила (кгс)	9,81	
Давление	СГС	дина (дин)	10^{-5}	
	СИ	паскаль (Па)	—	
		ньютон на квадратный метр (Н/м ²)	—	
	МКГСС	килограмм-сила на квадратный метр (кгс/м ²)	9,81	
	СГС	дина на квадратный сантиметр (дин/см ²)	10^{-1}	
	Внесистемные единицы	бар (бар)	техническая атмосфера (ат, кгс/см ²)	10^{-5}
			миллиметр водяного столба (мм вод. ст.)	9,81
		миллиметр ртутного столба (мм рт. ст.)	133,3	
Вязкость: динамическая	СИ	паскаль-секунда (Па·с) ньютон-секунда на квадратный метр (Н·с/м ²)	—	
	МКГСС	килограмм-сила-секунда на квадратный метр (кгс·с/м ²)	9,81	
кинематическая	СГС	дина-секунда на квадратный сантиметр (дин·с/м ²)	10^{-1}	
		пуаз (П)	10^{-1}	
		сантипуаз (сП)	10^{-3}	
	СИ	квадратный метр на секунду (м ² /с)	—	
	МКГСС	квадратный метр в час (м ² /ч)	3600	
Поверхностное натяжение	СГС	стокс (Ст)	10^{-4}	
		сантистокс (сСт)	10^{-6}	
	СИ	ньютон на метр (Н/м) джоуль на квадратный метр (Дж/м ²)	—	
	СГС	дина на сантиметр (дин/см)	10^{-3}	
Теплоемкость	СИ	эрг на квадратный сантиметр джоуль на килограмм-градус [Дж/(кг·град)]	10^{-3}	
	Внесистемные единицы	килокалория на килограмм-градус [ккал/(кг·град)]	—	
			килокалория на килограмм-градус	4190
Теплопроводность	СИ	джоуль на метр-час-градус [Дж/(м·ч·град)] ватт на метр-градус [Вт/(м·град)]	—	

Величина	Система единиц	Наименование единицы	Переводной множитель в единицу СИ
Работа, энергия	Внесистемные единицы	килокалория на метр-час-градус [ккал/(м·ч·град)]	1,163
	СИ	джоуль (Дж)	—
	МКГСС	килограмм-сила-метр (кгс·м)	9,81
	СГС	эрг (эрг)	10^{-7}
Мощность	Внесистемные единицы	киловатт-час (кВт·ч) лошадиная сила-час (л. с. · ч)	$3,6 \cdot 10^6$ $2,65 \cdot 10^6$
	СИ	ватт (Вт)	—
	МКГСС	килограмм-сила-метр в секунду (кгс·м/с)	9,81
	СГС	эрг в секунду (эрг/с)	10^{-7}
Количество теплоты	СИ	джоуль (Дж)	—
	Внесистемные единицы	килокалория (ккал)	4190
Коэффициент теплоотдачи теплопередачи	СИ	ватт на метр квадратный-градус [Вт/(м·град)]	—
	Внесистемные единицы	килокалория на метр квадратный-час-градус [ккал/(м ² ·ч·град)]	1,163

Помимо приведенных соотношений единиц измерений часто встречаются следующие единицы: длины — 1 мкм = 10^{-6} м, Ангстрем $\text{Å} = 10^{-10}$ м = 10^{-8} см = 0,1 нм; массы — 1 т = 1000 кг, 1 центнер = 100 кг; температуры — градус Фаренгейта $1^\circ\text{F} = [5/9(t-32)+273,15]\text{K}$; $t^\circ\text{C} = (t+273,15)\text{K}$; частоты — 1 Гц = 1 с^{-1} ; 1 об/с = 1 Гц.

В России использовались также следующие единицы измерения: 1 миля (старая русская) = 7,468 км; 1 миля (морская) = 1,852 км; 1 миля (сухопутная) = 1,609 км; 1 дюйм = 2,54 см; 1 сажень = 3 аршина = 7 футов = 2,1336 м; 1 аршин = 71,12 см; 1 фут = 12 дюйма = 0,3048 м; 1 фунт = 0,4536 кг, 1 фунт-сила = 4,448 ньютона.

2. ОСНОВНЫЕ СВОЙСТВА ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА

Влажным воздухом называют смесь сухого воздуха с водяным паром. Влажный воздух как влаго- и теплоноситель характеризуется абсолютной и относительной влажностью, влагосодержанием, энтальпией и плотностью.

Абсолютной влажностью называют количество водяного пара (в кг), содержащегося в 1 м³ влажного воздуха. Так как водяной пар (если считать, что влажный воздух подчиняется законам идеальных

газов), находясь под парциальным давлением p_n , занимает весь объем смеси, например 1 м^3 , то абсолютная влажность равна плотности водяного пара ρ_n .

Относительной влажностью называют отношение фактического количества водяных паров в 1 м^3 воздуха к максимально возможному при тех же температуре и давлении:

$$\varphi = \rho_n / \rho_n^*, \quad (1)$$

где ρ_n — плотность водяного пара, кг/м^3 ; ρ_n^* — плотность насыщенного водяного пара.

Так как парциальное давление паров, находящихся в газе, пропорционально его количеству, то относительная влажность может быть выражена как отношение парциального давления водяного пара в воздухе p_n к давлению насыщенных водяных паров p_n^* при тех же давлении и температуре.

$$\varphi = \frac{p_n}{p_n^*}, \text{ или } p_n = \varphi p_n^*. \quad (2)$$

Влагосодержанием влажного воздуха называют количество водяного пара (в кг), содержащегося в нем, отнесенное к 1 кг абсолютно сухого воздуха.

Удельное влагосодержание влажного воздуха выражается в x кг влаги на 1 кг сухого воздуха или в x г влаги на 1 кг сухого воздуха:

$$x = G_n / G_{c.v} = \rho_n / \rho_{c.v}, \quad (3)$$

где G_n и $G_{c.v}$ — массы водяного пара и абсолютно сухого воздуха, кг.

В соответствии с уравнением состояния идеальных газов Менделеева—Клапейрона установим связь между влагосодержанием и относительной влажностью. Плотности водяного пара и сухого воздуха соответственно

$$\rho_n = \frac{p_n M_n}{RT} \text{ и } \rho_{c.v} = \frac{p_{c.v} M_{c.v}}{RT}, \quad (4)$$

где M_n и $M_{c.v}$ — массы 1 кмоль водяного пара и сухого воздуха, кг/кмоль ; $p_{c.v}$ — парциальное давление сухого воздуха при данной температуре (К), Па; R — универсальная газовая постоянная, равная $8314 \text{ Дж}^2/(\text{кмоль} \cdot \text{град})$.

Подставим уравнения (4) в (3)

$$x = (M_n / M_{c.v}) (p_n / p_{c.v}). \quad (5)$$

По закону Дальтона общее давление $P = p_n + p_{c.v}$, откуда

$$p_{c.v} = P - p_n. \quad (6)$$

Из уравнения (2) имеем $p_n = \varphi p_n^*$.

Подставим значения $p_{c.v}$ и p_n в уравнение (5)

$$x = \frac{18}{29} \frac{\varphi p_n^*}{P - \varphi p_n^*} = 0,622 \frac{\varphi p_n^*}{P - \varphi p_n^*}. \quad (7)$$

Здесь $M_{c.v} = 29$ кг/моль; $M_n = 18$ кг/кмоль.

Энтальпия влажного воздуха относится к 1 кг абсолютно сухого воздуха и определяется при данной температуре воздуха, равной t °С, как сумма энтальпий абсолютно сухого воздуха $c_{c.v}t$ и водяного пара xi_n (в Дж на 1 кг сухого воздуха):

$$i = c_{c.v}t + xi_n, \quad (8)$$

где $c_{c.v}$ — средняя удельная теплоемкость абсолютно сухого воздуха, которую можно принять равной 1000 Дж/(кг·К) [0,24 ккал/(кг·К)]; i_n — удельная энтальпия водяного пара, Дж/кг.

Водяной пар в процессе сушки находится в перегретом состоянии в смеси с воздухом. Удельную теплоту парообразования при t °С обозначим через r_0 ($r_0 = 2493 \cdot 10^3$ Дж/кг), а среднюю удельную теплоемкость перегретого водяного пара примем равной $c_n \approx 1,97 \cdot 10^3$ Дж/(кг·К).

Удельная энтальпия перегретого водяного пара

$$i_n = r_0 + c_n t = 2493 \cdot 10^3 + 1,97 \cdot 10^3 t. \quad (9)$$

Подставив выражение (9) в уравнение (8), получим

$$i = (1000 + 1,97 \cdot 10^3 x)t + 2493 \cdot 10^3 x. \quad (10)$$

Плотность влажного воздуха $\rho_{вл.в}$ равна сумме плотностей абсолютно сухого воздуха ($\rho_{c.v}$) и водяного пара (ρ_n). Учитывая, что $\rho_n = x\rho_{c.v}$, получим

$$\rho_{вл.в} = \rho_{c.v} + \rho_n = \rho_{c.v}(1+x). \quad (11)$$

Плотность абсолютно сухого воздуха по уравнению состояния

$$e_{c.v} = \frac{M_{c.v} p_{c.v}}{RT} = \frac{29 p_{c.v}}{8314T} = \frac{P - p_n}{287T} \quad (12)$$

Подставляя в уравнение (11) значения x из (7) и $e_{c.v}$ из (12), получим

$$e_{в.в} = \frac{P - 0,378 p_n}{287T} \quad (13)$$

Изменение основных свойств воздуха при нагревании, охлаждении и осушке наглядно изображается и с достаточной для технических расчетов точностью определяется при помощи энтальпийной диаграммы, разработанной Л. К. Рамзиным в 1918 г.

Диаграмма $i-x$ (рис. П.1) построена для постоянного давления $p = 745$ мм рт. ст. (около 99 кПа), которое можно считать средним для центральных районов РФ. Диаграмма построена в координатах энтальпия (ось ординат) — влагосодержание x (ось абсцисс). Угол между осями координат составляет 135° . Для удобства использования диаграммы значения влагосодержаний спроектированы на вспомогательную горизонтальную ось, перпендикулярную к оси ординат.

На диаграмму нанесены следующие линии: вертикальные линии постоянного влагосодержания, параллельные оси ординат ($x = \text{const}$); наклонные линии постоянной энтальпии ($i = \text{const}$), проходящие под углом 135° к вспомогательной оси абсцисс; линии постоянных температур (изотермы); линии постоянной относительной влажности ($\varphi = \text{const}$); линия парциальных давлений водяного пара p_n во влажном воздухе.

Линии постоянных температур строятся с помощью уравнения (10). Для этого, задаваясь произвольными значениями x_1 и x_2 , вычисляют соответствующие значения i и i_2 , затем на диаграмму наносят точки с координатами (i_1, x_1) и (i_2, x_2) . Соединив их прямой, получают изотерму.

Линии постоянной относительной влажности построены по уравнению (7). Линии $\varphi = \text{const}$ образуют пучок расходящихся кривых, выходящих из точки с координатами $t = -273^\circ \text{C}$ и $x = 0$.

Косоугольная система координат построена для того, чтобы линии $\varphi = \text{const}$ не сближались между собой, что затруднило бы пользование диаграммой.

Как видно из диаграммы $i-x$, при температуре $99,4^\circ \text{C}$ линии $\varphi = \text{const}$ имеют перелом и идут почти вертикально вверх. При этой температуре давление насыщенного водяного пара становится рав-

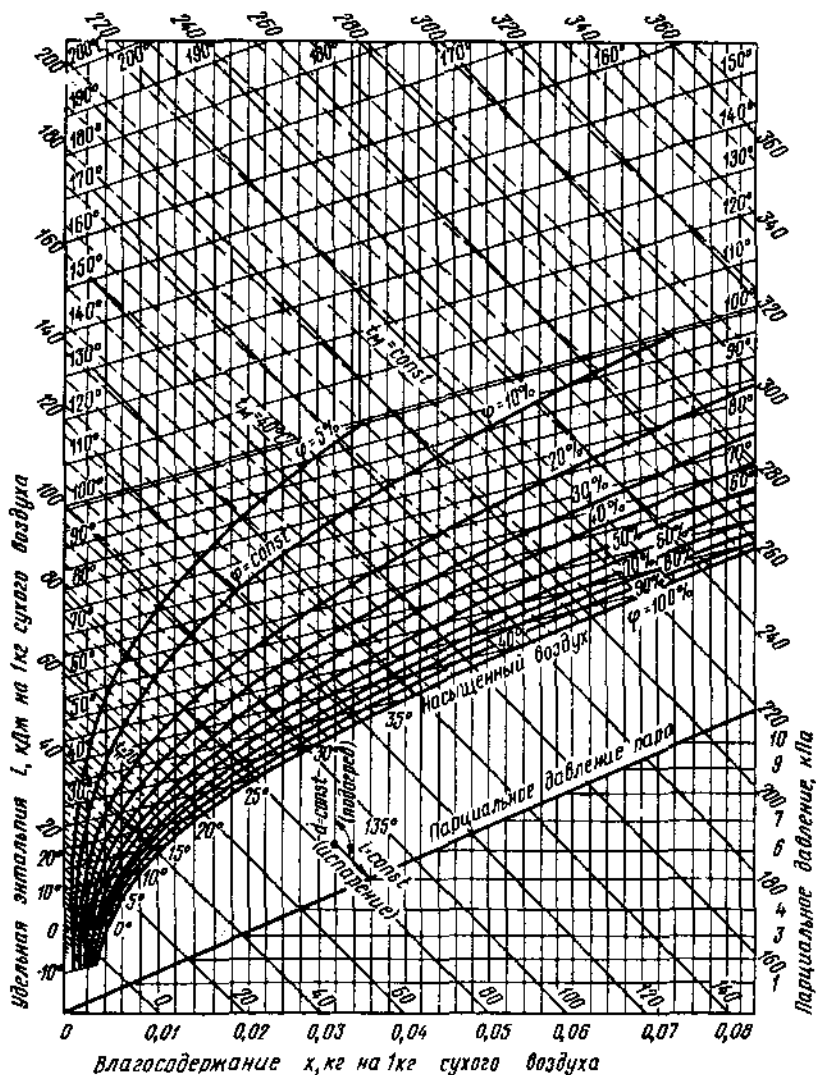


Рис. П.1. Диаграмма Рамзина $i-x$ (d)

ным 745 мм рт. ст. Из уравнения (7) можно увидеть, что при температурах $t \geq 99,4^\circ\text{C}$ величина φ не зависит от температуры и практически является величиной постоянной.

Линия насыщения воздуха водяным паром, соответствующая $\varphi=100\%$, разграничивает область диаграммы ненасыщенного влажного воздуха и расположенную под кривой область воздуха, пересыщенного водяным паром.

Линия парциального давления водяного пара получается из уравнения (7) с учетом (2)

$$P_n = \frac{P_x}{0,622+x} \quad (14)$$

На основе этого соотношения в правом нижнем углу диаграммы построена номограмма $p_n=f(x)$, позволяющая определять влагосодержание воздуха по известному парциальному давлению или парциальное давление водяных паров (правая вертикальная ось диаграммы) по влагосодержанию воздуха.

Практический интерес представляет изменение состояния воздуха в следующих процессах: нагревание воздуха; охлаждение воздуха; конденсация влаги и осушка воздуха; взаимодействие с влажным материалом в условиях постоянной энтальпии воздуха, смешивание двух потоков воздуха с различными параметрами.

Нагревание воздуха в технике осуществляется в теплообменных калориферах. При нагревании воздуха относительная влажность уменьшается, а удельное влагосодержание x остается постоянным. При этом также возрастает удельная энтальпия влажного воздуха.

Процесс на $i-x$ -диаграмме изображается вертикальным отрезком AB , который проводят из точки A , характеризующей начальные параметры воздуха t_0, φ_0, x_0 до калорифера, при $x=\text{const}$ до пересечения с заданной температурой t_1 после калорифера. Получают точку B , определяющую параметры воздуха после нагревания в калорифере (рис. П. 2). Количество подведенной к воздуху теплоты определится $\Delta i=i_1-i_0$.

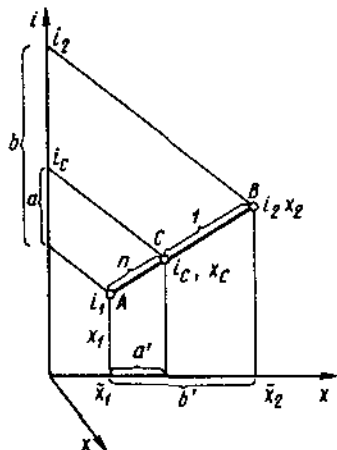


Рис. П. 2. Изображение изменения состояния влажного воздуха на $i-x$ -диаграмме

Охлаждение воздуха — это процесс, обратный нагреванию. При охлаждении воздуха от его первоначальной температуры влагосодержание воздуха не изменяется. Процесс охлаждения изображается на $i - x$ -диаграмме вертикальной линией, проведенной из точки B , характеризующей начальное состояние воздуха, до конечной заданной температуры t_0 . Точка A определяет конечные параметры воздуха после его охлаждения.

Если требуется охладить воздух до температуры его насыщения, т. е. до $\varphi=100\%$, то вертикальную линию проводят из точки B до пересечения с линией $\varphi=100\%$. Точка C , лежащая на пересечении вертикальной линии с линией $\varphi=100\%$, определяет параметры воздуха при его насыщении и называется точкой росы. Изотерма, проходящая через эту точку, определяет температуру точки росы.

Охлаждение воздуха ниже температуры точки росы приводит к конденсации из него влаги и соответственно к уменьшению влагосодержания. На диаграмме $i - x$ этот процесс описывается кривой CE , лежащей на линии $\varphi=100\%$.

Если воздух с параметрами, характеризуемыми точкой E (см. рис. П.3), нагреть до первоначальной температуры t_1 , то получим более сухой воздух, чем первоначальный (точка B). Изменение влагосодержания воздуха при его охлаждении, например до температуры t_n (точка E), равняется $\Delta x = x_0 - x_n$. Точкой N обозначены параметры воздуха после его осушки.

При взаимодействии воздуха с влажным материалом в условиях $i = \text{const}$ влага из материала будет испаряться за счет теплоты, передаваемой материалу воздухом. Энтальпия воздуха остается без изменения, так как вся теплота, отданная воздухом на испарение влаги, переходит обратно в воздух с парами влаги, испаряемой из материала. Одновременно понижается температура и увеличиваются влагосодержание и относительная влажность воздуха.

При полном насыщении температура газа становится равной температуре жидкости. Поэтому температуру испаряющейся жидкости называют температурой мокрого термометра t_m . При $t_m > 0$ поступающая при испарении в воздух влага W вносит с собой количество теплоты, равное $Wc_w t_m$. В этом случае процесс охлаждения воздуха происходит с повышением его энтальпии $i_2 > i_1$.

Баланс теплоты запишется так:

$$L = (i_2 - i_1) = Wc_w t_m; \quad i_2 - i_1 = W/Lc_w t_m, \quad (15)$$

где L — расход сухого воздуха, кг/ч; c_w — теплоемкость воды, кДж/(кг·°C).

Отношение W/L в этом уравнении характеризует увеличение влагосодержания воздуха в процессе его адиабатического охлаждения. Изменение параметров влажного воздуха при адиабатическом

$$i_1 + ni_2 = (1+n)i_c; \quad (18)$$

$$x_1 + nx_2 = (1+n)x_c; \quad (19)$$

или

$$\frac{i_c - i_1}{i_2 - i_1} = \frac{n}{1+n} = \frac{a}{b}; \quad (20)$$

$$\frac{x_c - x_1}{x_2 - x_1} = \frac{n}{1+n} = \frac{a'}{b'}. \quad (21)$$

Приравнявая уравнения (20) и (21), получаем

$$\frac{i_c - i_1}{i_2 - i_1} = \frac{x_c - x_1}{x_2 - x_1}. \quad (22)$$

Это равенство представляет собой уравнение прямой в координатах $i - x$. Оно показывает, что смешивание двух потоков воздуха с различными параметрами (i_1, x_1) и (i_2, x_2) может быть представлено на диаграмме $i - x$ прямой, проходящей через точки A и B , определяемые параметрами смешиваемых потоков. Точка C , характеризующая параметры смеси, может быть найдена делением отрезка AB на части в отношении $1:n$.

Пример 1. Определить по диаграмме $i - x$ удельную энтальпию и относительную влажность воздуха при $t=70^\circ\text{C}$ и влагосодержании $x=0,016$ кг на 1 кг сухого воздуха.

На диаграмме $i - x$ (см. рис. П. 1) на пересечении изотермы $t=70^\circ\text{C}$ и вертикальной линии, восстановленной из точки $x=0,016$ кг/кг, находим точку A , которая определяет другие параметры воздуха ($i=110$ кДж/кг сухого воздуха и относительную влажность $\varphi=8\%$).

Пример 2. Определить парциальное давление водяного пара в паровоздушной смеси при 60°C и $\varphi=30\%$.

На диаграмме $i - x$ (см. рис. П. 1) находим точку пересечения изотермы и линии $\varphi=30\%$ (точка A). Из этой точки проводим вертикальную линию до пересечения с линией парциальных давлений пара. В правом нижнем углу диаграммы на оси ординат по точке пересечения определяем парциальное давление пара $p=184$ кПа.

Пример 3. Найти температуры точки росы и мокрого термометра при охлаждении воздуха с параметрами $t=75^\circ\text{C}$ и $\varphi=10\%$.

На диаграмме $i - x$ находим точку пересечения изотермы 75°C и линии $\varphi=10\%$ (точка A). Из этой точки проводим вниз вертикальную линию при $x=\text{const}$ до пересечения с линией $\varphi=100\%$. Изотерма, которая пересекается с линией $\varphi=100\%$, определяет точку росы. Температура росы равняется 29°C . Чтобы определить темпе-

ратуру мокрого термометра, проводят из точки A линию $i = \text{const}$ до пересечения с линией $\varphi = 100\%$. Изотерма, которая пересекает линию $\varphi = 100\%$ в этой точке, и определяет температуру мокрого термометра, равную 38°C .

Пример 4. Определить, какое количество влаги выделится из 1 кг воздуха с параметрами $t = 40^\circ\text{C}$ и $\varphi = 80\%$, если его охладить до температуры $t = 10^\circ\text{C}$.

На диаграмме находим точку A , характеризующую начальное состояние воздуха. Определяем его начальное влагосодержание $x_1 = 0,042\text{ кг}$ на 1 кг сухого воздуха. Находим точку росы и температуру росы, равную 36°C . Охлаждение воздуха ниже температуры росы с выделением из него влаги происходит по линии $\varphi = 100\%$ до пересечения ее с изотермой. $t = 10^\circ\text{C}$. По точке пересечения определяем $x_2 = 0,008\text{ кг}$ на 1 кг сухого воздуха; количество выделенной из воздуха влаги равняется

$$W = x_1 - x_2 = 0,042 - 0,008 = 0,034\text{ кг.}$$

Пример 5. Найти аналитически влагосодержание и энтальпию воздуха при 40°C и $\varphi = 60\%$, $p = 0,1\text{ МПа}$.

Для определения влагосодержания воздуха используем формулу (7).

По таблицам насыщенного водяного пара по температуре воздуха, равной 40°C , определим давление насыщенного пара $p_n = 0,0073\text{ МПа}$ и влагосодержание воздуха по формуле

$$x = 0,622 \frac{0,6 \cdot 0,00737}{0,098 - 0,6 \cdot 0,00737} = 0,0294\text{ кг на } 1\text{ кг сухого воздуха.}$$

Удельную энтальпию рассчитываем по формуле (10)

$$i = (1000 + 1,97 \cdot 10^3 \cdot 0,0294)40 + 2493 \cdot 10^3 \cdot 0,0294 = 114,26 \cdot 10^3\text{ Дж/кг.}$$

Пример 6. Определить по показаниям психрометра относительную влажность воздуха, если температура сухого термометра $t = 70^\circ\text{C}$, температура мокрого термометра $t_m = 65^\circ\text{C}$, барометрическое давление $p = 0,1\text{ МПа}$, скорость воздуха $0,5\text{ м/с}$.

По таблицам насыщенного водяного пара находим абсолютное давление насыщенного пара при $t = 70^\circ\text{C}$, равное $p_n = 0,0312\text{ МПа}$ и абсолютное давление насыщенного пара при $t_m = 65^\circ\text{C}$, которое составляет $p'_n = 0,025\text{ МПа}$.

По психрометрической формуле находим парциальное давление водяного пара

$$p_n = p'_n - A(t - t_m)p = 0,025 - 0,000785 \cdot 5 \cdot 0,1 = 0,0246\text{ МПа.}$$

Коэффициент A определяем по формуле

$$A = 0,00001 \left(65 - \frac{6,75}{v} \right) = 0,000785.$$

Относительную влажность воздуха находим по формуле (2)

$$\varphi = p_n/p_n = 0,0246/0,0312 = 0,788.$$

Пример 7. Определить количество теплоты, расходуемой на нагрев 100 кг воздуха от 20 до 100 °С, если начальная относительная влажность $\varphi = 60\%$.

По диаграмме $i - x$ находим точку A ($t = 20$ °С, $\varphi = 60\%$), характеризующую начальные параметры воздуха. Из точки A проводим вертикальную линию при $x = 0,012$ кг на 1 кг сухого воздуха до пересечения с изотермой $t = 100$ °С (точка B). Определяем энтальпии исходного воздуха до и после нагревания, проводя изоэнтальпы из точек A и B до пересечения с осью ординат ($i_1 = 56$ кДж на 1 кг сухого воздуха; $i_2 = 133$ кДж на 1 кг сухого воздуха).

Количество теплоты

$$Q = 100(133 - 56) = 7700 \text{ кДж.}$$

СПИСОК РЕКОМЕНДУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И., Барабаш В. М. Перемешивание в жидких средах. — М.: Химия, 1984. — 336 с.
2. Гельперин Н. И., Анштейн В. Г., Кваша В. Б. Основы техники псевдооживления. — М.: Химия, 1967. — 664 с.
3. Гинзбург А. С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов. — М.: Агропромиздат, 1985. — 335 с.
4. Гинзбург А. С. Расчет и проектирование сушильных установок пищевой промышленности. — М.: Агропромиздат, 1985. — 335 с.
5. Гребенюк С. М. Технологическое оборудование сахарных заводов. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1983. — 520 с.
6. Гухман А. А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепло-массообмена. — М.: Химия, 1971. — 496 с.
7. Дытнерский Ю. И. Обратный осмос и ультрафильтрация. — М.: Химия, 1978. — 352 с.
8. Дытнерский Ю. И. Баромембранные процессы/Теория и расчет. — М.: Химия, 1986. — 272 с.
9. Жужжиков В. Д. Фильтрация. — М.: Химия, 1971. — 420 с.
10. Иониты в химической технологии /Под ред. акад. Б. П. Никольского и чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкова. — Л.; М.: Химия, 1982. — 416 с.
11. Кавецкий Г. Д., Королев А. В. Процессы и аппараты пищевых производств. — М.: Агропромиздат, 1991. — 432 с.
12. Кавецкий Г. Д. Сушка в пищевой промышленности. — М.: ВЗИПП, 1991. — 120 с.
13. Кавецкий Г. Д., Васильев Б. В. Расчет многокорпусной выпарной установки. — Иркутск: ИПИ, 1993. — 44 с.
14. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. — М.: Химия, 1971. — 783 с.
15. Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. — М.: Химия, 1971. — 496 с.
16. Кельцев Н. В. Основы адсорбционной техники. — М.: Химия, 1984. — 592 с.
17. Кук Г. Д. Процессы и аппараты молочной промышленности. — М.: Пищевая промышленность, 1973. — 768 с.
18. Липатов Н. Н. Процессы и аппараты пищевых производств. — М.: Экономика, 1987. — 272 с.
19. Липатов Н. Н., Марьин В. А., Фетисов Е. А. Мембранные методы разделения молока и молочных продуктов. — М.: Пищевая промышленность, 1976. — 169 с.
20. Липатов Н. Н., Харитонов В. Д. Сухое молоко. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981. — 264 с.
21. Лыков А. В. Теория сушки. — М.: Энергия, 1968. — 470 с.
22. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. — М.: Химия, 1970. — 429 с.
23. Лысянский В. М. Процессы экстракции сахара из свеклы. — М.: Пищевая промышленность, 1973. — 224 с.
24. Макаров Ю. И. Аппараты для смешения сыпучих материалов. — М.: Машиностроение, 1973. — 216 с.

25. Михеев М. А., Михеева И. М. Основы теплопередачи. — М.: Энергия, 1973. — 319 с.
26. Основы жидкостной экстракции/Под ред. А. М. Ягодина. — М.: Химия, 1981. — 400 с.
27. Плановский А. И., Муштаев В. И., Ульянов В. М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. — М.: Химия, 1979. — 287 с.
28. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. — М.: Химия, 1987. — 496 с.
29. Попов В. Д. Основы теории тепло- и массообмена при кристаллизации сахарозы. — М.: Пищевая промышленность, 1973. — 320 с.
30. Рамм В. М. Абсорбция газов. — М.: Химия, 1966. — 768 с.
31. Расчеты и задачи по процессам и аппаратам пищевых производств /Под ред. проф. С. М. Гребенюка и доц. И. М. Михеевой. — М.: Агропромиздат, 1987. — 304 с.
32. Романков А. Г., Курочкина М. И. Гидромеханические процессы химической технологии. — М.: Химия, 1974. — 228 с.
33. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном слое. — М.: Химия, 1968. — 358 с.
34. Сажин Б. С. Основы техники сушки. — М.: Химия, 1984. — 320 с.
35. Стабников Н. В. Перегонка и ректификация спирта. — М.: Пищепромиздат, 1962. — 373 с.
36. Таубман Е. И. Выпаривание. — М.: Химия, 1982. — 328 с.
37. Цыганков Н. С. Ректификационные установки спиртовой промышленности. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. — 336 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

ОТ АВТОРОВ	3
ВВЕДЕНИЕ	5
1. Содержание и задачи курса «Процессы и аппараты пищевых производств. Основы гидравлики»	5
2. Возникновение и развитие науки о процессах и аппаратах	6
3. Классификация основных процессов пищевой технологии	8
ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ	10
Глава 1. Основные свойства пищевых продуктов и сырья	10
Глава 2. Принципы анализа и расчета процессов и аппаратов	17
2.1. Кинетические закономерности основных процессов пищевой технологии	17
2.2. Общие принципы расчета машин и аппаратов пищевых производств	18
2.3. Требования, предъявляемые к машинам и аппаратам, и оценка их технико-экономической эффективности	20
2.4. Основные конструкционные материалы и их выбор	21
2.5. Определение основных размеров аппаратов	24
2.6. Моделирование и подобие процессов пищевой технологии	28
2.7. Расчет теплообменных аппаратов с учетом фактора масштабного перехода	36
ОСНОВЫ ГИДРАВЛИКИ	40
Глава 3. Гидростатика	40
3.1. Общие положения	40
3.2. Основное уравнение гидростатики	42
3.3. Приборы для измерения давления	45
3.4. Примеры практического использования основного уравнения гидростатики	47
Глава 4. Гидродинамика	51
4.1. Общие положения	51
4.2. Уравнение неразрывности потока	53
4.3. Дифференциальные уравнения движения Л. Эйлера	55
4.4. Уравнение Бернулли для потока реальной жидкости	60
4.5. Дифференциальные уравнения движения вязкой жидкости (уравнения Навье—Стокса)	62
4.6. Критериальные уравнения движения вязкой жидкости	64
4.7. Режимы движения жидкости	66
4.8. Законы ламинарного движения	68
4.9. Турбулентный режим движения	71
4.10. Потери напора на местных сопротивлениях	75
4.11. Расчет трубопроводов	77
4.12. Истечение жидкости через отверстия и насадки	81

Глава 5. Насосы	89
5.1. Общие сведения	89
5.2. Классификация насосов	89
5.3. Основные параметры насосов	90
5.4. Схема насосной установки	91
5.5. Поршневые насосы	93
5.6. Центробежные насосы	100
5.7. Насосы специального назначения	110
ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ	114
Глава 6. Разделение неоднородных систем	114
6.1. Классификация неоднородных систем	114
6.2. Методы разделения	115
6.3. Материальный баланс процессов разделения	116
6.4. Кинетика разделения неоднородных систем	116
Глава 7. Отстаивание и осаждение	124
7.1. Отстаивание под действием гравитационного поля	124
7.2. Осаждение под действием центробежной силы	125
7.3. Оборудование для отстаивания и осаждения	127
Глава 8. Фильтрация	139
8.1. Общие сведения	139
8.2. Виды фильтрации	140
8.3. Движущая сила и скорость процесса	141
8.4. Оборудование для фильтрации	145
8.5. Расчет фильтровального оборудования	155
Глава 9. Разделение газовых неоднородных систем	158
9.1. Общие сведения	158
9.2. Гравитационная очистка газов	158
9.3. Очистка газов под действием инерционных и центробежных сил	160
9.4. Фильтрация газов через пористые перегородки	163
9.5. Мокрая очистка газов	166
9.6. Осаждение под действием электрического поля	168
Глава 10. Псевдооживление	171
10.1. Общие сведения	171
10.2. Физические основы псевдооживления и расчетные формулы	172
10.3. Аппараты с псевдооживленным слоем	177
Глава 11. Перемешивание	181
11.1. Общие сведения	181
11.2. Перемешивание жидких сред	181
11.3. Перемешивание пластичных масс	192
11.4. Перемешивание сыпучих материалов	193
Глава 12. Обратный осмос и ультрафильтрация	197
12.1. Общие сведения	197
12.2. Теоретические основы разделения обратным осмосом и ультрафильтрацией	198
12.3. Устройство мембранных аппаратов	202
12.4. Расчет аппаратов проточного типа	207
ТЕПЛОБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ	210
Глава 13. Теплопередача	210
13.1. Общие сведения	210

13.2. Теплопроводность	212
13.3. Тепловое излучение	214
13.4. Конвективный теплообмен (теплоотдача)	216
13.5. Теплообмен при изменении агрегатного состояния теплоносителей	222
13.6. Связь коэффициента теплопередачи с коэффициентами теплоотдачи	225
13.7. Движущая сила теплообменных процессов	226
Глава 14. Нагревание, испарение, охлаждение и конденсация	233
14.1. Нагревание	233
14.2. Испарение	237
14.3. Конденсация	237
14.4. Охлаждение до обыкновенных температур	238
14.5. Охлаждение до температур ниже температуры окружающей среды	240
14.6. Устройство теплообменной аппаратуры	247
14.7. Подбор теплообменников	260
Глава 15. Выпаривание	266
15.1. Общие сведения	266
15.2. Физико-химические основы выпаривания	267
15.3. Способы выпаривания	269
15.4. Устройство выпарных аппаратов	283
МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ	292
Глава 16. Основы массопередачи	292
16.1. Общие сведения	292
16.2. Кинетика массопередачи	293
16.3. Материальный баланс массообменных процессов	295
16.4. Основные законы массопередачи	296
16.5. Массопередача с твердой фазой	305
16.6. Движущая сила массообменных процессов	309
16.7. Расчет основных размеров массообменных аппаратов	317
Глава 17. Абсорбция	321
17.1. Общие сведения	321
17.2. Физические основы абсорбции	321
17.3. Материальный баланс и кинетические закономерности абсорбции	323
17.4. Принципиальные схемы абсорбции	326
17.5. Конструкции абсорберов	329
17.6. Расчет абсорберов	337
Глава 18. Перегонка и ректификация	345
18.1. Общие сведения	345
18.2. Теоретические основы процессов	346
18.3. Простая перегонка	351
18.4. Ректификация	356
18.5. Схемы ректификационных установок	364
Глава 19. Экстракция в системе жидкость — жидкость	370
19.1. Общие сведения	370
19.2. Равновесие в системе жидкость—жидкость	371
19.3. Массопередача при экстракции	375
19.4. Схемы и расчет процессов экстракции	376
19.5. Конструкции и расчет экстракторов	382
Глава 20. Экстракция в системе твердое тело — жидкость	394
20.1. Общие сведения	394

20.2. Статика и кинетика выщелачивания	395
20.3. Расчет экстракционных аппаратов	398
20.4. Устройство экстракционных аппаратов для выщелачивания	401
Глава 21. Адсорбция	410
21.1. Общие сведения	410
21.2. Характеристика и области применения адсорбентов	411
21.3. Равновесие в процессах адсорбции	413
21.4. Статика и кинетика адсорбции	415
21.5. Адсорберы и схемы адсорбционных установок	418
21.6. Расчет адсорберов	427
21.7. Ионообменные процессы и аппараты	429
Глава 22. Сушка	437
22.1. Общие сведения	437
22.2. Статика сушки	439
22.3. Формы связи влаги с материалом	440
22.4. Кинетика сушки	444
22.5. Материальный и тепловой балансы сушилки	452
22.6. Варианты сушильных процессов	457
22.7. Конструкции сушилок	459
Глава 23. Кристаллизация	475
23.1. Общие сведения	475
23.2. Статика процесса	475
23.3. Кинетика и условия кристаллизации	476
23.4. Методы кристаллизации	479
23.5. Материальный и тепловой балансы кристаллизации	480
23.6. Устройство кристаллизаторов	482
Глава 24. Биохимические процессы	490
24.1. Общие сведения	490
24.2. Кинетика ферментационных процессов	492
24.3. Массообмен в процессах ферментации	493
24.4. Аппаратура для проведения процессов ферментации	495
МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ	497
Глава 25. Измельчение и классификация твердых материалов	497
25.1. Общие сведения	497
25.2. Физические основы измельчения	498
25.3. Конструкции и работа основных типов измельчающих машин	501
25.4. Классификация зернистых материалов	512
Глава 26. Прессование	517
26.1. Общие сведения	517
26.2. Обезвоживание и брикетирование	518
26.3. Гранулирование и формование	521
26.4. Оборудование для обработки продуктов прессованием	521
Приложения	533
1. Системы единиц измерения физических величин	533
2. Основные свойства влажного воздуха	535
Список рекомендуемой литературы	546