

Лекция 1.

ВВЕДЕНИЕ. КУРС ПРЕДМЕТА.

ПЛАН.

1. ИСТОРИЯ РАЗВИТИЯ НАУКИ О ПРОЦЕССАХ И АППАРАТАХ.

2. ПРЕДМЕТ КУРСА.

3. ОСНОВНЫЕ ВОПРОСЫ КУРСА.

Главным направлением увеличения производства продуктов питания является развитие прогрессивной технологии, обеспечивающей высокоэффективные процессы, использование которых значительно повышает производительность труда, сокращает негативное воздействие на окружающую среду и способствует экономии исходного сырья, топливно-энергетических и материальных ресурсов.

Научно-технический прогресс в пищевой промышленности связан с формированием новых знаний и идей, технологическим освоением научных открытий, изобретений, результатов исследований и разработок, внедрением передовых технологий, прогрессивной техники, а также с другими видами инновационной научно-технической деятельности.

Разработка и внедрение прогрессивных технологий и нового оборудования связаны с глубоким исследованием закономерностей физико-химических процессов в аппаратах, предназначенных для переработки сырья и производства пищевых продуктов.

Как самостоятельная область знаний наука о процессах и аппаратах возникла в России. В 1897 г. в книге «Основы фабрично-заводской промышленности» Д.И. Менделеев изложил принципы построения курса процессов и аппаратов и

впервые предложил классификацию процессов химической технологии..

По мере развития науки и промышленности в 30-х годах прошлого столетия из химической технологии выделилась технология пищевых производств. Большой вклад в развитие науки о процессах и аппаратах внесли научные 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. Заслуги в становлении и развитии науки о процессах и аппаратах пищевых производств имеют ученые А.А. Киров, М.Д. Зуев, Г.М. Знаменский, А.В. Лыков, А.С. Гинзбург, С.Ф. Жигалов, В.И. Соколов, С.М. Гребенюк, Г.М. Знаменский, Г.А. Кук, Н.Е. Федоров и многие другие.

Среди иностранных ученых, внесших существенный вклад в развитие науки «Процессы и аппараты», следует назвать Я. Циборовского (Польша), П. Бендека и А. Ласло (Венгрия), Т. Шервуда (США).

В курсе «Процессы и аппараты пищевых производств» изучаются технологические процессы превращения сырья в продукты питания.

Современное учение о процессах и аппаратах опирается на прочный фундамент химии, физики, математики, механики, теплотехники, электротехники, технической кибернетики, материаловедения, и других дисциплин.

Любой технологический процесс, несмотря на различие методов, представляет собой ряд взаимосвязанных типовых технологических стадий, протекающих в аппаратуре определенного класса. Процессы пищевой технологии достаточно сложны и обычно представляют собой сочетание гидродинамических, тепловых, массообменных (диффузионных), биохимических и механических процессов.

По существу, курс является теоретической основой пищевой технологии, позволяющей проанализировать и

рассчитать процесс, определить оптимальные параметры, разработать и рассчитать аппаратуру для его проведения.

Следует отметить, что процессы и аппараты химической и пищевой технологий в фундаментальных основах не имеют принципиального различия: используются одни и те же законы и методы расчета оборудования. Тем не менее, специфика, связанная с пищевыми производствами, нашла отражение в изложении курса, в методиках расчета ряда процессов и аппаратов, в конструкциях аппаратов и машин.

Пищевая промышленность включает много различных по назначению производств крахмалопаточное, бродильное, хлебопекарное, производство сахара, мучных кондитерских и макаронных изделий и т.д. Процессы пищевых производств могут быть разделены на общие и специфические.

Под термином процесс, который произошел от латинского слова *processus*, в изучаемом курсе понимают производственный процесс, когда исходные материалы в результате физического, химического, механического и других воздействий превращаются в пищевые продукты. Эти превращения сопровождаются изменением агрегатного состояния, внутренней структуры и химического состава вещества.

Процессы протекают в технологических аппаратах или в машинах. Чаще всего аппарат представляет собой емкость, в которой неподвижно располагаются различные трубы, решетки, полки, кольца, тарелки, сепараторы для отделения капелек жидкости и т.д. Иногда в аппаратах монтируют вращающиеся механизмы для перемешивания жидких сред. В отличие от них машина – механизм с внешним приводом, совершающий рабочими органами те же самые операции, которые выполняет человек подобными орудиями труда для совершения подобной работы.

Курс «Процессы и аппараты пищевых производств» рассматривает следующие основные вопросы: 1. изучение теории основных процессов пищевых производств и движущих

сил, под действием которых они протекают; 2. методы расчета аппаратов и машин, которые позволяют находить оптимальные параметры и конструкцию аппаратов для его осуществления; 3. изучение устройства и принципа действия промышленных аппаратов, в которых осуществляются процессы; изучение закономерностей перехода от лабораторных процессов к промышленным. Знания закономерностей переноса полученных на модели данных на объект натурной величины необходимы для проектирования большинства современных производственных процессов и аппаратов пищевой технологии.

Предмет курса развивает и дополняет изучавшиеся ранее базовые дисциплины (физика, химия, теоретическая механика, гидравлика, теплотехника и др), объединяет их методы в направлении приложения к процессам пищевых производств, а также служит теоретической основой для специальных дисциплин.

Одним из разделов науки о процессах пищевых производств является гидравлика. Изучение любого процесса переработки жидких и газообразных продуктов не обходится без использования законов гидравлики.

Овладение данной дисциплины позволит осуществлять в производственных условиях наилучшие технологические режимы, повышать производительность аппаратуры и улучшать качество продукции, даст возможность разрабатывать более рациональные технологические схемы и типы аппаратов при проектировании новых производств, правильно оценить результаты научных исследований в лабораторных условиях и реализовать их на практике.

ЛЕКЦИЯ 2.

ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ И МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ ПЛАН.

1.ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ОСНОВНЫХ ЗАКОНОВ ИССЛЕДОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

2.Ексергия ее виды и составляющие.

3.Термодинамика неравновесных состояний.

4. Условия термодинамического равновесия.

5.Теория онзагера.

Теоретическим фундаментом науки о процессах и аппаратах пищевых производств являются следующие законы:

1. Закон сохранения массы, энергии и импульса, допускающие только такие превращения, при которых суммы массы, энергии и импульса внутри рассматриваемой системы остаются неизменными. Законы сохранения принимают форму уравнений балансов (например, материального и теплового).

2. Законы термодинамического равновесия, определяющие условия, при которых процесс переноса массы, энергии или импульса приходит к своему завершению. Состояние системы, при котором необратимый перенос субстанции отсутствует, называют равновесным. Знание условий равновесия позволяет решать очень важные для анализа и расчета химико-технологических процессов задачи: определение направления процесса переноса, границ течения субстанции, расчет движущей силы процесса.

3. Законы переноса массы, энергии и импульса, определяющие плотность потока любой из этих субстанций в зависимости от градиента потенциала переноса, т. е. от удельной отнесенной к единице объема потока массы, энергии или импульса.

4. Законы кинетики протекание рассматриваемых процессов.

Эти законы составляют теоретическую основу всех процессов в пищевой технологии— гидромеханических, тепловых и массообменных.

Материальный баланс. Для определения расхода исходных материалов, выхода готовых продуктов, размеров и производительности аппаратов необходимо предварительно провести расчеты на основе закона сохранения материи и стехиометрических соотношений.

По закону сохранения материи масса материалов $\sum G_i$, поступающих на переработку, должна быть равна массе $\sum G_j$ материалов, получающихся в результате переработки, т. е.

$$\sum G_i = \sum G_j.$$

Однако на практике в осуществляемых технологических процессах всегда происходят потери материалов. Поэтому масса конечных продуктов всегда меньше массы исходных материалов и, следовательно,

$$\sum G_i = \sum G_j + G_n, \quad (1.1)$$

где G_n — потери материала, кг.

Зависимость (1.1) — уравнение материального баланса. Оно в одинаковой степени применимо как к определенной операции или целому процессу, так и к любой его стадии.

Материальный баланс может быть составлен для всех материалов, участвующих в процессе, или для одного любого компонента.

Так баланс одного компонента для процесса сушки влажного материала может быть составлен по массе сухого вещества в высушиваемом материале или по массе влаги,

содержащейся в материале.

При проектировании новых пищевых производств материальный баланс позволяет правильно выбрать схему технологического процесса и размеры аппаратов. По материальному балансу выявляют непроизводительные потери материалов, устанавливают состав и количество побочных продуктов и примесей и намечают пути их уменьшения. Материальный баланс отражает степень совершенства производственных процессов и состояние производства.

Энергетический баланс. Переработка материалов в пищевой технологии связана с затратой энергии (тепловой, механической, электрической и др.). Для определения расхода энергии составляют энергетический баланс. Энергетический баланс основан на законе сохранения энергии, согласно которому количество энергии, введенной в процесс, должно быть равно количеству энергии, полученной в результате проведения процесса.

Такое равенство соблюдается и практически, если учесть все потери энергии, которые неизбежны в любом производственном процессе.

Обозначим: Q_1 – количество теплоты, введенной в процесс с материалами, кДж; Q_2 – количество теплоты, введенной в процесс извне, кДж; Q_3 – количество теплоты, выделяющейся в результате проведения процесса, кДж; Q_4 – количество теплоты, выведенной из процесса с материалами, кДж; Q_5 – количество теплоты, теряемой в окружающей среде, кДж.

Уравнение теплового баланса примет вид

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5. \quad (1.2)$$

Из уравнения (1.2) определяют любую из величин ($Q_1, Q_2, \dots, Q_5$) при условии, что известны остальные четыре. При проектировании обычно определяют по уравнению (1.2) количество теплоты, которое необходимо подводить извне.

Мощность и коэффициент полезного действия.

Аппараты, кроме производительности, характеризуются мощностью (кВт). Необходимо отличать мощность, затрачиваемую на валу аппарата, от мощности двигателя, который обеспечивает работу аппарата. Мощность двигателя вследствие потерь энергии в передаточных механизмах всегда должна быть больше мощности, требующейся на валу аппарата.

. ЭКСЕРГИЯ, ЕЕ ВИДЫ И СОСТАВЛЯЮЩИЕ

Эксергия - свойство термодинамической системы или потока энергии, определяемое количеством работы, которое может быть получено внешним приемником энергии при обратимом их взаимодействии с окружающей средой до установления полного равновесия.

При определении эксергии объект рассмотрения включает, прежде всего, непосредственно систему (или поток энергии), затем окружающую среду, меру эксергии (работу), отдаваемую внешнему приемнику энергии, и, наконец, те объекты внешней среды, которые могут служить приемником энергии.

Система, рассматриваемая в эксергетическом анализе, может быть очень простой (например, некоторое количество рабочего тела в замкнутом объеме или потоке), и сложной (крупный энергетический или другой агрегат, комплекс агрегатов, отрасль).

Система может быть закрытой (без обмена вещества с внешней средой и находящимися в ней объектами), и открытой (при существовании такого обмена), стационарной (с параметрами, не изменяющимися во времени) и нестационарной. В ряде случаев целесообразно рассматривать эксергию потока энергии (например, теплоты) безотносительно к исходной системе, учитывая только параметры этого потока.

Окружающая среда характеризуется тем, что ее параметры не зависят от параметров рассматриваемой системы. Это означает, что среда по отношению к системе должна быть

настолько большой, что любое воздействие системы вызывало бы в ней такие изменения, которыми можно пренебречь. Примерами такой среды могут служить атмосфера, литосфера, морская вода, космическое пространство. Второе условие, характеризующее окружающую среду, заключается в том, что все ее компоненты должны находиться в полном термодинамическом равновесии. Это условие, практически невыполнимо, так как в действительности в окружающей среде существуют градиенты физико-химических потенциалов. Можно пренебречь субстанциями.

Параметры окружающей среды в большинстве задач могут считаться постоянными, однако в ряде случаев они могут изменяться. Для полной характеристики окружающей среды достаточно знать не более трех параметров: температуру, давление и химический состав. До тех пор пока все интенсивные параметры системы и ее частей не сравнялись с соответствующими параметрами окружающей среды, равновесие не будет достигнуто и система в обратимом взаимодействии со средой может произвести и отдать некоторое количество энергии в форме внешней работы. Это означает, что система обладает определенной эксергией. Следует иметь в виду, что эксергия системы определяется не только действием системы, но и одновременной реакцией окружающей среды. Поэтому в ряде случаев система, не отдавая энергию, может производить работу за счет окружающей среды. При полном равновесии системы и среды эксергия равна нулю. Такое состояние системы называют нулевым.

В современных условиях цели технических систем преобразования вещества и энергии чрезвычайно разнообразны и, кроме получения работы, состоят в преобразовании и получении веществ, теплоты, холода, излучения нужных параметров и т. д. Поэтому в определении эксергии вместо понятия «работа» могло бы стоять и более широкое понятие «энергия, не характеризующаяся энтропией».

Из первого и второго начал термодинамики следует, что в каждом данном состоянии эксергия системы, так же как и энергия, имеет фиксированное значение, поскольку обратимый процесс выравнивания ее интенсивных параметров с параметрами окружающей среды однозначно характеризуется работой. Взаимодействие системы с окружающей средой может проходить как обратимо (идеальный процесс), так и необратимо (реальный процесс). В первом случае в соответствии с определением эксергии будет получена работа, равная эксергии. Если процесс остановлен до наступления равновесия системы и среды, то полученная работа будет равна убыли эксергии системы.

Эксергия подчиняется закону сохранения только в обратимых процессах; во всех остальных случаях (реальные системы) она может частично или полностью исчезать, теряться в результате диссипации (рассеяния) энергии в необратимых процессах. Чем меньше при прочих равных условиях эта потеря эксергии, тем термодинамически совершеннее процесс.

Свойство эксергии уменьшаться при необратимых процессах позволяет дать частную формулировку второго начала термодинамически применительно к системам, взаимодействующим с окружающей средой. Для этого система должна рассматриваться в условиях, когда в окружающей среде нет объектов, служащих источниками эксергии (т. е. система не «подпитывается» эксергией, а отдает только свою эксергию). И должен существовать тот внешний объект, которому система отдает работу.

Эксергия системы, взаимодействующей с окружающей средой, остается неизменной при обратимом проведении всех процессов как внутри нее, так и при взаимодействии со средой, и уменьшается, если любой из этих процессов проходит необратимо. Таким образом, процессы взаимодействия со средой могут быть связаны с подводом или отводом вещества или теплоты при условии, что при этом не подводится и не

отводится эксергия.

Энергетический баланс по своей природе не может отразить потери от необратимости процессов в рассматриваемой системе, так как независимо от степени ее совершенства равенство (1.6) будет соблюдаться

Эксергетический баланс показывает величину потерь от необратимости в системе.

Здесь следует отметить два важных обстоятельства, относящихся к терминологии. Первое из них связано с понятием «совершенство системы». Правильнее говорить о совершенстве процесса (или ряда взаимосвязанных процессов), а не системы. Однако применительно к техническим системам уже давно широко распространились в литературе и приняты понятия, связанные с их термодинамическими характеристиками (например, КПД турбины, котла, электростанции и т. д.). В этом случае имеются в виду характеристики комплекса соответствующих процессов.

Второе относится к понятию «потери». Термины «потери энергии» и «потери эксергии» имеют принципиально различное значение. Потеря энергии означает потерю не вообще (энергия исчезать, как известно, не может), а потерю для данной системы или цели. Потеря эксергии означает, напротив, ее полное исчезновение, уничтожение, связанное с диссипацией энергии.

Размерные и безразмерные эксергетические характеристики.

Если все процессы, как в самой системе, так и при ее взаимодействии со средой и находящимися в ней объектами, обратимы, то $\sum D = 0$. В реальных необратимых процессах значение $\sum D > 0$.

В стационарной системе $\Delta E_v = 0$. В закрытых системах, где обмен веществом через границы системы отсутствует, все виды эксергии потока вещества (E , E_x и E_k) равны нулю.

Общие свойства эксергетического баланса позволяют вывести ряд характеристик системы, полезных в двух случаях

– анализе и усовершенствовании уже существующих систем и прогнозировании характеристик систем вновь создаваемых.

Термодинамические характеристики системы и ее частей, определяемые на основе эксергетического баланса, могут быть двух видов: размерные, обычно выражаемые в единицах мощности, и безразмерные. К первым относятся величины трех групп: отражающие поступающую в систему эксергию $\Sigma E'$, т. е. характеризующие вход, отражающие отводимую из системы эксергию $\Sigma E''$, т. е. характеризующие выход, и, наконец, потери ΣD , определяемые разностью выхода и входа.

Эксергетические безразмерные коэффициенты представляют собой либо отношение выхода к входу (коэффициенты полезного действия – КПД) или обратную им величину – удельную затрату эксергии, показывающую отношение входа к выходу.

Эксергетический КПД закрытых технических систем.

Коэффициент преобразования энергии (КПЭ) относят к таким безразмерным характеристикам, в которых показатели входа и выхода сопоставляются по потокам энергии. Значение КПЭ подсчитывается как отношение двух потоков энергии: соответствующего полезному эффекту A_9 и отражающего затраты A_3 , необходимые в данном устройстве для получения этого эффекта:

$$\eta = A_9 / A_3. \quad (1.10)$$

Каждая из величин A_9 и A_3 может состоять и из нескольких потоков. Все количественные и качественные особенности различных коэффициентов преобразования определяются тем, как выбираются величины A_9 и A_3 . Включать в A_9 все выходящие потоки энергии, а в A_3 – все входящие нельзя, так как в этом случае всегда коэффициент $\eta = 1$ и ничего не показывает.

Из этого следуют два принципиально важных свойства КПД.

1. Для идеального, полностью обратимого процесса, где

потери D отсутствуют, значение $\eta_e = 1$ (или 100 %). Если подведенная эксергия полностью теряется в процессе, то $\eta_e = 0$. В реальных процессах, занимающих промежуточное положение, $\eta_e < 1$; чем выше η_e , тем система термодинамически совершеннее.

2. Разность между A_2 и A_3 равна суммарной потере от необратимости ΣD .

Таким образом, значение η_e имеет обобщенный характер.

Общая методика определения КПД термодинамических систем. Задача разработки методики определения эксергетического КПД, пригодной для любых систем преобразования энергии и вещества, решалась постепенно, методом «последовательных приближений». При этом предлагались различные подходы к определению КПД, позволившие выработать общие принципы и алгоритм решения задачи

Обычно химико-технологические процессы осуществляются при взаимодействии фаз. Контакт между фазами может быть непосредственным (большинство процессов переноса массы) или через разделяющую стенку (большинство процессов переноса энергии – теплоты).

Основная задача химико-технологического процесса состоит в направленном (заданном) изменении макроскопических свойств участвующих в этом процессе веществ: состава, агрегатного состояния, температуры, давления. Для этого на систему воздействуют подачей или отводом теплоты, внешними силовыми полями (гравитационными, центробежными и др.), перемещением под действием силы давления, что приводит к переносу субстанций – энергий, массы, импульса. Предельным состоянием системы является подвижное равновесие, которое не приводит к изменению макроскопических свойств участвующих в процессе веществ во времени и пространстве. Равновесным называют такое состояние системы, при котором перенос субстанций отсутствует.

Условия термодинамического равновесия. Условия равновесия в процессах переноса теплоты определяют сравнительно простыми измерениями температур соприкасающихся фаз. Механическое равновесие (при переносе импульса) обнаруживают по равенству непосредственно измеренных давлений в соприкасающихся фазах. Намного сложнее определение условия равновесия системы в процессах переноса массы.

Процесс перехода массы из одной фазы в другую в изолированной замкнутой системе, состоящей из двух или более фаз протекает до тех пор, пока между фазами при данных условиях (температуре и давлении) установится подвижное фазовое равновесие. Оно характеризуется тем, что в единицу времени через единицу площади из первой фазы во вторую переходит столько же молекул компонента, сколько из второй в первую. Достигнув состояния равновесия, система может находиться в нем без количественных и качественных изменений до тех пор долго, пока какое-либо внешнее воздействие не выведет ее из этого состояния. Таким образом, состояние изолированной системы при равновесии определяется только внутренними условиями. Поэтому градиенты интенсивных параметров и соответствующие им потоки должны быть равны нулю

$$dT = 0; \quad (1.14)$$

$$dP = 0; \quad (1.15)$$

$$d\mu_i = 0, \quad (1.16)$$

где T – температура; P – давление; μ_i – химический потенциал i -го компонента.

Выражения (1.14)-(1.16) называют условиями соответственно термического, гидродинамического и материального равновесия.

Чем больше система отклоняется от равновесия, тем выше скорость процесса переноса субстанций между фазами вследствие увеличения движущей силы, обуславливающей этот процесс. Поэтому для осуществления процессов переноса

субстанций необходимо не допускать установления состояния равновесия, для чего к системе подводят вещество или энергию.

Из второго закона термодинамики следует, что в самопроизвольных процессах энтропия S системы возрастает и в условии равновесия достигает максимального значения, т. е. $dS = 0$.

В общем случае химический потенциал может быть определен как приращение любого из термодинамических потенциалов системы при различных постоянных параметрах: энергии Гиббса G – при постоянном давлении P , температуре T и n_j ; энтальпии H – при постоянных S , P и n_j .

Химический потенциал характеризует способность рассматриваемого компонента к выделению из данной фазы (испарением, кристаллизацией и т.п.). В системе, состоящей из двух и более фаз, переход данного компонента может происходить самопроизвольно только из фазы, в которой его химический потенциал больше, в фазу с меньшим химическим потенциалом. В условиях равновесия химический потенциал компонента в обеих фазах одинаков.

Для описания неравновесного состояния систем вводят дополнительные диссипативные параметры, в качестве которых используют градиенты интенсивных термодинамических величин – температуры, давления, химического потенциала и плотности соответствующих диссипативных потоков, связанных с переносом энергии, массы и импульса.

Большинство технологических процессов многостадийно. Часто одна из стадий осуществляется значительно медленнее остальных, лимитируя скорость протекания всего процесса. В этом случае для того чтобы увеличить общую скорость процесса, целесообразно воздействовать, прежде всего, на лимитирующую стадию. Определение лимитирующей стадии процесса позволяет упростить анализ, описание и интенсификацию процесса.

ТЕРМОДИНАМИКА НЕРАВНОВЕСНЫХ СОСТОЯНИЙ. ТЕОРИЯ ОНЗАГЕРА

Термодинамика неравновесных состояний в современном ее состоянии включает в себя феноменологические теории молекулярного переноса теплоты и массы вещества (теплопроводность и диффузия), количества движения жидкости (внутреннее трение) и гидродинамику вязких жидкостей при фазовых и химических превращениях.

В основе термодинамики явлений переноса лежат два фундаментальных закона природы: закон сохранения массы и закон сохранения и превращения энергии, а также принцип возрастания энтропии (второй закон классической термодинамики) – основа теоремы Онзагера.

Следовательно, скорость возрастания энтропии равна сумме из произведений потоков на соответствующие термодинамические движущие силы. В качестве примера рассмотрим однокомпонентную систему, в которой имеют место простейшие молекулярные процессы тепло- и массопереноса (теплопроводность и самодиффузия). Разделим всю систему на две подсистемы, между которыми происходит обмен энергией путем теплопроводности и обмен массой (процесс самодиффузии).

Следовательно, термодинамическая сила переноса энергии (теплоты) прямо пропорциональна градиенту температуры, а переноса массы вещества – градиенту отношения химического потенциала к абсолютной температуре.

Лекция 3 ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ НАУКИ О ПРОЦЕССАХ И АППАРАТАХ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ.

ПЛАН.

- 1. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ.**
- 2. ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ.**
- 3.. МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ.**
- 4.БИОХИМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ.**
- 8. МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ.**
- 9. ПРИНЦИПЫ РАССЧЕТА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ.**
- 10.ОСНОВНЫЕ ТИПЫ ПРОЦЕССОВ И АППВРАТОВ.**
- 11.ТРЕБОВАНИЯ К АППАРАТАМ..**

1. Гидромеханические процессы, скорость j_z которых определяется законами гидродинамики – науки о движении жидкостей и газов.

$$j_z = \frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{R_1} = K_1 \Delta p, \quad (1.45)$$

где V – объем протекающей жидкости; F – площадь поверхности сечения аппарата; τ – время; K_1 – коэффициент скорости процесса (величина, обратная гидравлическому сопротивлению R_1); Δp – перепад давления (движущая сила процесса).

К ним относятся перемещение жидкостей, сжатие и перемещение газов, разделение взвешенных в жидкой или газообразной среде частиц в поле сил тяжести (отстаивание), в поле центробежных сил (центрифугирование и сепарирование), под действием сил электрического поля, а также под действием разности давлений при движении через пористый слой

(фильтрование) и перемешивание жидких и твердых зернистых материалов.

2. Тепловые процессы, скорость j_m которых определяется законами теплопередачи – науки о способах распространения теплоты.

$$j_m = \frac{dQ}{F d\tau} = \frac{\Delta T}{R_2} = K_2 \Delta T, \quad (1.46)$$

где Q – массовая доля переданной теплоты; F – поверхность теплообмена; K_2 – коэффициент теплопередачи (величина, обратная термическому сопротивлению R_2); ΔT – средняя разность температур между обменивающимися теплотой материалами (движущая сила процесса).

В эту группу входят процессы нагревания, охлаждения, замораживания, выпаривания и конденсации паров.

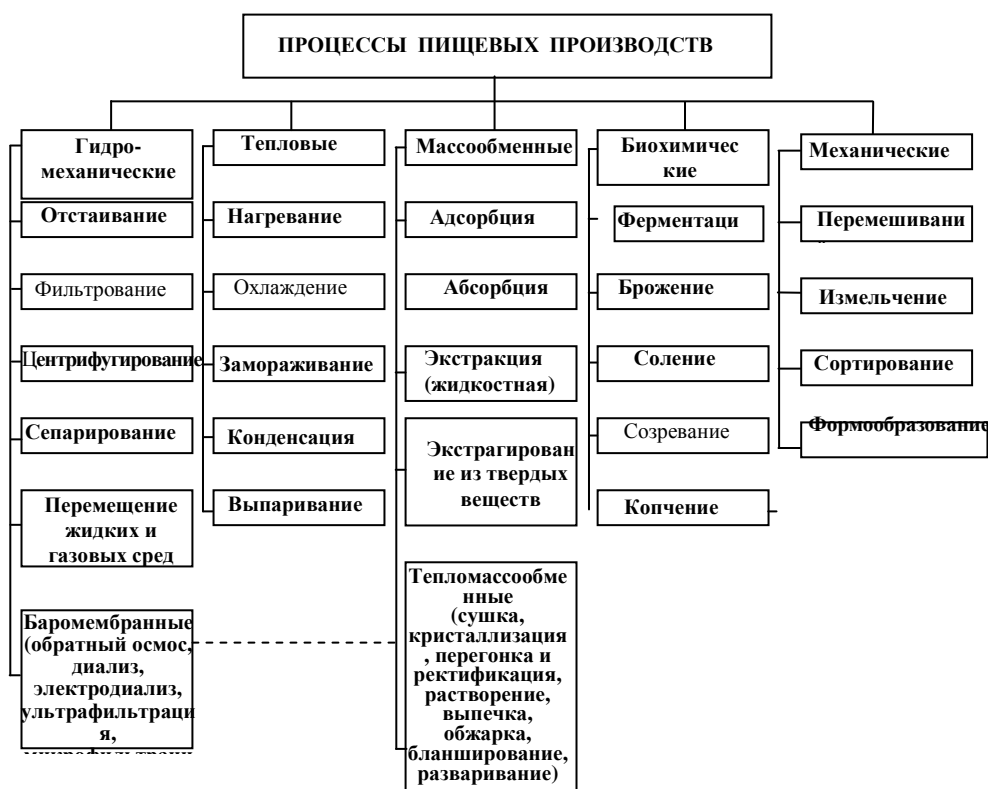


Рис. 1.1. Классификация процессов пищевых производств

Скорость тепловых процессов в значительной степени зависит от гидродинамических условий (скоростей, режимов течения), при которых осуществляется перенос теплоты между обменивающимися средами.

3. Массообменные (диффузионные) процессы характеризуются переносом одного или нескольких компонентов исходной смеси из одной фазы в другую через поверхность раздела фаз. Скорость j_m этих процессов определяется законами массопередачи.

$$j_m = \frac{dM}{F d\tau} = \frac{\Delta c}{R_3} = K_3 \Delta c, \quad (1.47)$$

где M – количество вещества, перенесенного из одной фазы в другую; F – площадь поверхности контакта фаз; K_3 – коэффициент массопередачи (величина, обратная диффузионному сопротивлению R_3); Δc – разность между равновесной и рабочей концентрациями вещества в фазах (движущая сила процесса).

К диффузионным процессам относятся абсорбция, жидкостная экстракция, экстрагирование из твердых веществ, адсорбция, тепломассообменные (сушка, кристаллизация, перегонка и ректификация, растворение, выпечка, обжарка, бланширование, разваривание и др.).

Наиболее медленной и поэтому обычно лимитирующей стадией массообменных процессов является молекулярная диффузия распределяемого вещества.

Протекание процессов массообмена тесно связано с гидродинамическими условиями в фазах и на границе их раздела и часто – с сопутствующими массообмену процессами переноса теплоты (теплообмена).

4 Биохимические процессы* связаны с превращением веществ и изменением их свойств. Скорость j_x этих процессов определяется закономерностями химической кинетики.

$$j_x = \frac{dM}{V_p d\tau} = K_4 f(c), \quad (1.48)$$

где M – массовая доля прореагировавшего в процессе вещества; V_p – объем аппарата; K_4 – коэффициент скорости биохимического процесса; $f(c)$ – движущая сила процесса, которая является функцией концентраций реагирующих веществ.

К биохимическим процессам относятся ферментация, брожение, соление, копчение, созревание, сквашивание и др.

Однако биохимическим реакциям обычно сопутствует перенос массы и энергии, и соответственно скорость этих процессов зависит также от гидродинамических условий. Вследствие этого скорость реакций подчиняется законам макрокинетики и определяется наиболее медленным из последовательно протекающих химического взаимодействия и диффузии.

5. Механические процессы, скорость которых определяется законами механики твердых тел. Они включают в себя: измельчение твердых материалов, перемешивание, сортирование (классификацию) сыпучих материалов и формообразование (прессование, формование, гранулирование, экструзия и др.).

^{*} По мнению авторов применительно к пищевым производствам наиболее целесообразен термин «биохимические», а не химические, как это принято в традиционной классификации процессов. На наш взгляд он более точно отражает сущность и особенность этой группы процессов пищевых производств.

Большинство научных школ относят баромембранные процессы разделения жидких систем (обратный осмос, ультра- и микрофильтрация, диализ и электродиализ) к массообменным, справедливо рассматривая массоперенос через мембрану в качестве типичного необратимого процесса неравновесной термодинамики. Однако при этом обратный осмос согласно общепринятому определению – процесс

фильтрации растворов под давлением, превышающим осмотическое, а термины «ультра и микрофильтрация» говорят сами за себя, приближая эти процессы к фильтрованию. При анализе механизма переноса вещества через пористые мембраны используют классическую модель Гагена-Пуазейля с цилиндрическими и параллельными капиллярными каналами. При этом в условиях кнудсеновского течения в поровых каналах мембраны в качестве движущей силы рассматривают разность парциальных давлений компонента в исходном продукте и фильтрате (пермеате), т. е. перепад давлений над и под мембранным пространством. Однако в диализе и электродиализе при диффузионном проникновении компонентов смеси через мембрану в качестве движущей силы принимают разность концентраций.

В основу данной классификации заложен общий закон: *скорость процесса прямо пропорциональна движущей силе и обратно пропорциональна сопротивлению.*

ПРИНЦИПЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

Кинетические закономерности основных процессов пищевых производств. Кинетика – 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. Общее кинетическое уравнение имеет вид

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\nabla}{R} = K\Delta, \quad (1.49)$$

где V – количество массы или энергии; F – площадь поверхности, через которую проходит масса или энергия; τ – продолжительность процесса; ∇ – 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 двумя сечениями трубопровода или аппарата, разность температур между теплоносителем и хладагентом (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 одностепенные дифференциальные уравнения и одностепенный математический аппарат: дифференциальные уравнения, полученные теоретическим путем, на основе теории подобия преобразуются в критериальные уравнения, которые приводятся по экспериментальным данным к расчетному виду. По критериальным уравнениям определяются коэффициенты скорости процессов, используемые в дальнейшем для расчета рабочего объема или площади поверхности аппаратов.

Основные типы процессов и аппаратов. По способу организации основные процессы делятся на периодические, непрерывные и комбинированные.

Периодические процессы проводятся в аппаратах, в которые через определенные промежутки времени загружаются исходные продукты; после их обработки из этих аппаратов

выгружаются конечные продукты. По окончании разгрузки аппарата и его повторной загрузки процесс повторяется снова. Таким образом, периодический процесс характеризуется тем, что все его стадии протекают в одном аппарате, но в разное время.

Непрерывные процессы осуществляются в проточных аппаратах. Поступление исходных продуктов в аппарат и выгрузка конечных продуктов производятся одновременно и непрерывно. Следовательно, непрерывный процесс характеризуется тем, что все его стадии протекают одновременно, но разобщены в пространстве.

Комбинированные процессы – это непрерывные процессы, отдельные стадии которых проводятся периодически, либо периодические процессы, одна или несколько стадий которых протекают непрерывно.

Основные преимущества непрерывных процессов по сравнению с периодическими следующие: отсутствуют затраты времени на загрузку исходными продуктами и выгрузку из нее готовой продукции, возможность автоматического регулирования и полной механизации, устойчивость режимов проведения процесса, компактность оборудования, более полное использование подводимой или отводимой теплоты при отсутствии перерывов в работе аппаратов, возможность регенерации отходящей теплоты.

Благодаря указанным достоинствам непрерывных процессов при их проведении увеличивается производительность аппаратуры, уменьшается потребность в обслуживающем персонале, улучшаются условия труда и повышается качество продукции.

Периодические процессы применяются в основном в производствах небольшого масштаба в сочетании с разнообразным ассортиментом продукции. Это позволяет достичь большой гибкости в использовании оборудования при меньших капитальных затратах.

Процессы могут быть также классифицированы в зависимости от изменения их параметров (скоростей, температур, концентраций и др.) во времени. По этому признаку процессы делятся на *установившиеся (стационарные) и неуставившиеся (нестационарные или переходные)*.

В установившихся процессах значения каждого из параметров, характеризующих процесс, постоянны во времени, а в неуставившихся – переменны, т. е. являются функциями не только положения каждой точки в пространстве, но и времени. В пищевой промышленности неуставившимися являются периодические процессы.

Непрерывные процессы отличаются от периодических по распределению времени пребывания частиц среды в аппарате. В периодически действующем аппарате все частицы среды находятся одинаковое время, в то время как в непрерывно действующем аппарате времена пребывания их могут значительно различаться.

Для характеристики периодических и непрерывных процессов используются 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 – частное от деления продолжительности процесса на его период.

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

Непрерывный процесс характеризуют 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. Эти 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.

По распределению времен пребывания и связанных с ним изменений во времени других факторов, влияющих на процесс (температур, концентраций и др.), различают две теоретических модели аппаратов непрерывного действия: идеального вытеснения и идеального смешения.

В аппаратах идеального вытеснения все частицы продукта движутся в заданном направлении, не перемешиваясь с движущимися соседними частицами и полностью вытесняя находящиеся впереди частицы потока. Все частицы равномерно распределены по площади поперечного сечения такого аппарата. Время пребывания всех частиц в аппарате идеального вытеснения одинаково.

В аппаратах идеального смешения поступающие частицы продукта полностью перемешиваются с находящимися там частицами, т. е. равномерно распределяются в объеме аппарата. В результате во всех точках объема мгновенно выравниваются значения параметров, характеризующих процесс. Время пребывания частиц в аппарате идеального смешения неодинаково.

Реальные непрерывно действующие аппараты представляют собой аппараты промежуточного типа. В них время пребывания частиц распределяется несколько более равномерно, чем в аппаратах идеального смешения, но никогда не выравнивается, как в аппаратах идеального вытеснения.

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 аппаратах промежуточного типа распределение или поле, концентраций (температур) в рабочем объеме зависит от количества псевдосекций идеального смешения.

Степень приближения поля концентраций (температур) к полям в аппаратах идеального смешения или вытеснения устанавливается экспериментально на основании анализа 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 промежуточному типу.

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

Требования к аппаратам. Важнейшими условиями создания прогрессивного оборудования, позволяющего эффективно решать проблему комплексной переработки сельскохозяйственного сырья и производства продуктов питания, являются:

- при расчете аппаратов нужно стремиться к максимально возможной скорости протекания технологических процессов в них, добиться высокой производительности аппаратов;
- проектируемые аппараты должны быть компактными, т. е. иметь минимальную металлоемкость при соблюдении необходимой прочности, надежности и долговечности;
- конструкция аппарата должна быть такова, чтобы технологические процессы в их можно было механизировать и автоматизировать для устранения тяжелого и монотонного физического труда. Это особенно важно на предприятиях с вредными условиями труда;
- всемерное снижение стоимости новых конструкций оборудования на единицу производительности (мощности);
- отдача предпочтения таким процессам, которые обеспечивали бы минимальное энергопотребление;

– обеспечение экономичности в эксплуатации, надежности и безопасности конструкций машин.

– обеспечение высокого качества выпускаемой продукции.

Реализацию этих требований можно осуществить за счет использования новых конструктивных решений, автоматизированных методов расчета процессов, использования новых материалов повышенной прочности и т. п.

Применение методов рационального проектирования технологического оборудования, основанных на использовании математического моделирования на ЭВМ, позволит в значительной степени автоматизировать процесс расчета и конструирования машин и выбрать наиболее оптимальный вариант предлагаемых решений.

ЛЕКЦИЯ 4. ОСНОВЫ ТЕОРИИ ПОДОБИЯ.

ПЛАН

1. АНАЛИТИЧЕСКИЙ И ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЙ МЕТОДЫ

2. ПОНЯТИЕ О ПОДОБИИ ФИЗИЧЕСКИХ ЯВЛЕНИЙ.

3. ПОДОБНЫЕ ПРЕОБРАЗОВАНИЯ.

4. ТЕОРЕМЫ ПОДОБИЯ.

5. ГИДРОДИНАМИЧЕСКОЕ ПОДОБИЕ ПОТОКОВ ЖИДКОСТЕЙ.

Для изучения процесса и получения количественных взаимосвязей между физическими и геометрическими величинами используют экспериментальный и аналитический методы.

Экспериментальный метод отличается достоверностью получаемых результатов, но имеет существенные недостатки:

1) установление взаимосвязи между отдельными многочисленными физическими и геометрическими величинами в эксперименте оказывается громоздким и трудоемким; 2) в нем отражаются лишь индивидуальные особенности изучаемого явления, которые не могут быть использованы для исследования других явлений.

Аналитический метод описания процесса, основанный на выводе дифференциальных уравнений математической физики, позволяет получить наиболее общие связи между изучаемыми величинами, отражая целый класс явлений,

характеризующихся общим механизмом процесса. Для выделения конкретного явления необходимо из множества возможных решений дифференциального уравнения получить единственное. Это, в свою очередь, требует задания дополнительных условий и уравнений, так называемых условий однозначности (геометрических, физических, начальных, граничных).

В совокупности необходимо составить и решить целую систему дифференциальных уравнений, сложность которой связана со сложностью описываемых явлений. При этом оказывается, что в большинстве случаев современная математика еще не в состоянии получить точных решений.

Таким образом, ни один из двух основных методов в отдельности не позволяет решить задачи, связанные с совершенствованием процессов и проектированием прогрессивных конструкций аппаратов, поскольку первый не дает возможности распространить результаты эксперимента на подобные явления, а второй оказывается несостоятельным при переходе от класса явлений, описываемых дифференциальным уравнением, к конкретным (единичным) явлениям. В то же время объединение экспериментального и аналитического методов составило основу *теории подобия*.

Процессы пищевой технологии характеризуются большим количеством и многообразием параметров, значительным количеством внутренних связей между ними. Чтобы ограничить большой поток информации о процессе, создают его модель, которая отражает отдельные явления изучаемого процесса.

В основу процесса моделирования включается сравнение модели с явлением (модель считается удовлетворительной, если расхождение невелико) и сравнение предполагаемого результата с показаниями модели.

Применяются два метода моделирования: **физическое и математическое**. *При физическом моделировании* изучение данного процесса происходит на физической модели. При этом

физический процесс заменяется моделирующим его алгоритмом. Затем устанавливается адекватность модели к изучаемому процессу.

Математическое моделирование предусматривает математическое описание модели изучаемого процесса. *При математическом моделировании* используют также свойство 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, гидромеханическими, тепловыми и массообменными.

. ПОНЯТИЕ О ПОДОБИИ ФИЗИЧЕСКИХ ЯВЛЕНИЙ

При постановке экспериментов на современном научном уровне преследуют две цели: подробно изучить рассматриваемое явление, и получить данные для расчета других родственных явлений. При этом надо помнить, что распространение результатов отдельного опыта закономерно только на подобные между собой явления. Следовательно, в зависимости от цели эксперимента необходимо заранее знать ответы на три вопроса, даваемые теорией подобия: 1) какие величины надо измерять в опыте? 2) как обрабатывать результаты опыта? 3) какие явления подобны изучаемому?

Любое сложное явление природы может быть описано с помощью дифференциальных уравнений. Эти уравнения описывают целый класс однородных по своей сущности явлений, и для применения их к конкретному условию они должны быть ограничены условиями однозначности. Сложность основных уравнений приводит к тому, что для многих практических задач не удастся найти точное аналитическое решение, или же оно оказывается очень громоздким.

Иногда не удастся составить систему уравнений, поэтому

на практике часто приходится прибегать к эксперименту на моделях уменьшенных размеров.

При постановке эксперимента одним из основных является вопрос о том, по каким правилам должна быть изготовлена модель испытуемого объекта и по каким зависимостям следует пересчитать данные опытов, чтобы получить достоверное описание натурального явления. На эти вопросы дает ответ раздел гидродинамики, называемый **теорией подобия**.

Теория подобия – это учение о подобных явлениях, т. е. учение о методах исследования явлений в своих, характерных для каждого явления, переменных, представляющих собой безразмерные степенные комплексы, составленные из величин, определяющих сущность явления.

геометрическое – оно предполагает, что сходственные размеры данного тела и ему подобного параллельны, а их отношение выражается постоянной величиной;

временное – оно требует, чтобы сходственные точки или части геометрически подобных систем, двигаясь по геометрически подобным траекториям, проходили геометрически подобные пути в промежутки времени, отношение которых выражается постоянной величиной;

физическое – оно требует, чтобы в рассматриваемых подобных системах отношение физических констант двух любых сходственных точек или частиц, подобно размещенных в пространстве и во времени, были постоянными;

подобие начальных и граничных условий – оно предполагает, что начальное состояние и состояние на границах систем подобны при условии наличия геометрического, временного и физического подобий.

Безразмерные числа отношений называют инвариантами подобия и обозначают буквой i – первой в слове *idem* (тоже самое). Если инварианты подобия представляют отношение простых однородных величин, то они называются **симплексами**. Инварианты подобия, выраженные отношением

сложных разнородных величин, называются **критериями подобия**. Критерии подобия устанавливают взаимосвязь факторов, действующих в рассматриваемом явлении. В них входят величины, отражающие физическую сущность явлений; критерии получаются из уравнений, описывающих эту сущность. Уравнения могут быть дифференциальными или представлять собой математическую зависимость общего вида, решаемую методом анализа размерности. Любая комбинация критериев подобия – есть также критерий подобия.

Геометрическое подобие. Подобие физических явлений имеет много общего с геометрическим подобием. В геометрии подобными называются фигуры одинаковой формы, у которых сходственные углы равны, а сходственные стороны пропорциональны. Под формой фигур понимается целый класс геометрических фигур, объединенных общим свойством. Для плоского треугольника общим свойством является равенство суммы внутренних углов величине π .

Временное подобие соблюдается, если отношение между сходственными интервалами времени процесса выражается постоянной величиной. Сходственными интервалами времени процесса – это интервалы, в течение которых завершаются аналогичные стадии рассматриваемых процессов. Временное подобие процессов называют **гомохронностью** (однородностью во времени).

;

Физическое подобие. Предпосылкой подобия полей физических явлений обязательно должно быть геометрическое подобие, т. е. физические поля подобны, если в сходственных точках геометрически подобных систем отношение физических величин выражено постоянными значениями соответствующих констант подобия:

$$p' / p = c_p; \quad \mu' / \mu = c_\mu; \quad \lambda' / \lambda = c_\lambda; \quad c' / c = c_c. \quad (2.4)$$

Формулируя, что именно понимается под подобием физических явлений, необходимо уточнить ряд терминов:

одноименные величины – величины, имеющие один и тот

же физический смысл и одинаковую размерность;

сходственные точки системы – точки, отвечающие геометрическому подобию;

сходственные моменты времени – моменты, наступающие по истечении периодов времени, имеющих общее начало отсчета и связанных с константой временного подобия:

$$\tau / \tau' = c_\tau.$$

Кинематическое подобие. Примером может служить подобие движения жидкости (рис. 2.2). Оно также требует наличия геометрического подобия, т. е. если необходимо изучить распределение скоростей потока жидкости в сечении круглой трубы, то подобный поток должен быть осуществлен так же в трубе круглого сечения. При этом сравниваться между собой должны скорости в точках, отвечающих геометрическому подобию (2.2).

При этом должно быть обеспечено подобие физических полей, т. е. в сходственных точках. В результате можно получить $w/w' = c_w$.

По аналогии для теплового подобия в случае конвективного теплообмена необходимо обеспечить геометрическое подобие, подобие физических полей и кинематическое подобие. Только в этом случае в сходственных точках $t/t' = c_t$.

Если процесс нестационарный, то подобие наступает в сходственные моменты времени.

Подобие начальных и граничных условий. Информация, которой должны быть дополнены основные уравнения, описывающие процесс, представляет собой **условия единственности решения**.

Существует четыре способа задания граничных условий. Все эти способы можно применить при решении задач теплопроводности в различных технологических процессах пищевой промышленности.

Граничное условие первого рода состоит в задании

распределения температуры на поверхности тела в любой момент времени, т. е. на поверхности $T = T_{\text{пов}}(x, y, z)$. В частном случае температура на поверхности тела может оставаться постоянной: $T = T_{\text{нов}} = \text{const}$, что происходит при консервировании плодов, овощей и рыбы, при нагревании, выпечке, обжарке изделий в горячем масле или другой жидкой среде с большим коэффициентом теплоотдачи.

Граничное условие второго рода состоит в задании теплового потока для каждой точки поверхности тела как функции времени, т. е. на поверхности $q = q_{\text{нов}}(x, y, z, \tau)$. Это граничное условие используется при исследовании процесса сушки пищевых материалов термоизлучением.

Граничное условие третьего рода состоит в задании температуры окружающей среды T_0 и закона теплообмена между поверхностью тела и окружающей средой.

Граничное условие четвертого рода используют при нагревании или охлаждении тела за счет теплового контакта с другим телом иной температуры, например, при соприкосновении разнородных металлических поверхностей различной температуры.

Чаще всего задаются **граничные условия первого и второго рода** комплексом значений искомой переменной и ее производной на границах системы в любой момент времени. В качестве граничных условий могут быть заданы также параметры окружающей среды и закон взаимодействия между системой и внешней средой (**граничные условия третьего рода**).

Начальные условия обычно представляют собой распределение искомой величины по всему пространству системы в начальный момент времени. Этим не исчерпываются все виды задания краевых условий, в качестве аргументов в окончательное решение задачи входят параметры.

Безразмерные степенные комплексы, составленные из величин, существенных для данного процесса, **называются числами подобия**. Число подобия, содержащее только

заданные по условию задачи параметры, называется **критерием подобия** и обозначается первыми двумя буквами фамилий известных ученых, работавших в соответствующей области. Комплекс, входящий в уравнение (2.9), называется **критерием Фурье** $Fo \equiv \alpha \tau_0 / l_0^2$.

Часто в условиях единственности задается не одно, а несколько характерных значений переменных (времени, длины, скорости и т. д.), в этом случае параметры могут входить в конечные соотношения не только в составе комплексов, но и как простые отношения одноименных величин, образуя **параметрические критерии**. Эти критерии характеризуют свойства явлений в обобщенной форме. Параметрические критерии геометрической природы представляют собой размеры системы, выраженные в относительной форме, и определяют условия геометрического подобия. Например, параметрический критерий L/d , где L – длина цилиндра, d – его диаметр. Аналогично параметрические критерии физической природы выражают условия подобия соответствующих полей (например, отношение входных скоростей смешивающихся потоков жидкости).

ПОДОБНЫЕ ПРЕОБРАЗОВАНИЯ

Подобными явлениями называют такие явления, для которых отношения сходственных и характеризующих их величин постоянны, и любую характеристику одного из них можно получить из аналогичной характеристики другого с помощью пропорционального (подобного) преобразования.

Подобное преобразование решения задачи в целом предполагает умножение каждой из содержащихся в решении величин (искомая и независимые переменные, параметры) на некоторый постоянный, выбранный для этой величины множитель k_i .

Особенность обобщенного индивидуального случая заключается в том, что он получается как высшая возможная (в новых безразмерных переменных) ступень индивидуализации

и при этом объединяет в себе бесчисленное множество индивидуальных конкретных случаев (в первоначальных абсолютных переменных), которые образуют *группу подобных явлений*.

Для подобия явлений этого класса необходимо и достаточно равенства численных значений всех критериев задачи

$$\pi_1 = idem; \pi_2 = idem; \dots P_1 = idem; P_2 = idem; \dots \quad (2.11)$$

При выполнении этого условия все рассматриваемые явления будут соответствовать обобщенному случаю, т. е. будут принадлежать к одной и той же группе подобных явлений.

Эта связь и определяет совокупность ограничений, которым должен быть подчинен выбор множителей k_j .

Критериями подобия названы лишь те комплексы, которые либо вообще не содержат параметрических значений переменных, либо критерий и соответствующее число имеют различные обозначения.

Число подобия является более общим понятием, чем критерий. Поэтому большинство комплексов названы числами подобия, так как они могут встретиться и как критерии подобия, и как безразмерные переменные.

В табл. 2.1 приводится перечень безразмерных комплексов, которые наиболее часто встречаются в задачах пищевой технологии.

Таблица 2.1

Безразмерные комплексы

Наименование	Обозначение	Сопоставляемые эффекты	Примечания
Число Рейнольдса	$Re \equiv \frac{v l}{\nu}$	Силы инерции и трения (или перенос количества движения)	v – скорость, l – длина, ν – кинематический коэффициент вязкости

		конвекцией и внутренним трением)	
Число Фруда	$Fr \equiv \frac{v^2}{gl}$	Силы инерции и гравитации	g – ускорение свободного падения
Число Эйлера	$Eu \equiv \frac{\Delta p}{\rho v^2}$	Силы давления и инерции	Δp – перепад давления, ρ – плотность
Число Лагранжа	$La \equiv \frac{\Delta p l}{\mu v}$	Силы давления и трения	μ – динамический коэффициент вязкости
Число Галилея	$Ga \equiv \frac{gl^3}{\nu^2}$	Силы гравитации и трения	—
Число Архимеда	$Ar \equiv \frac{gl^3}{\nu^3} \cdot \frac{\Delta \rho}{\rho}$	Подъемная сила и сила трения	$\Delta \rho$ – разность плотностей
Число Грасгофа	$Ga \equiv \frac{gl^3}{\nu^3} \beta \Delta T$	Термическая подъемная сила и сила трения	β – коэффициент объемного расширения, T – разность температур
Число Нуссельта	$Nu \equiv \frac{\alpha l}{\lambda}$	Перенос теплоты конвекцией и теплопроводностью через неподвижный пристеночный слой жидкости	α – коэффициент теплоотдачи, λ – теплопроводность жидкости
Число Пекле	$Pe \equiv \frac{vl}{\alpha}$	Перенос теплоты конвекцией и теплопроводностью	—
Критерий Био	$Bi \equiv \frac{\alpha l_o}{\lambda}$	Внутреннее и внешнее	λ – теплопроводность

		термические сопротивления	твердой стенки, l_0 – определяющий размер
Число Фурье	$Fo \equiv \frac{\alpha r}{l_2}$	Темпы изменения температуры в окружающей среде и внутри тела	—
Критерий Прандтля	$Pr \equiv \frac{\nu}{\alpha}$	Перенос количества движения и теплоты посредством молекулярного механизма	—

ТЕОРЕМА ПОДОБИЯ.

Первая теорема подобия была сформулирована И. Ньютоном. Согласно теореме, при подобии систем всегда могут быть найдены такие безразмерные комплексы величин, которые для сходственных точек данных систем одинаковы, т. е. *подобные между собой явления имеют численно равные критерии подобия.*

Первая теорема подобия может быть сформулирована также следующим образом: *у подобных явлений, индикаторы подобия равны единице.*

Вторая теорема подобия была доказана Бэкингом, Федерманом и Афанасьевой-Эренфест. Согласно теореме *любая зависимость между переменными, характеризующими какое-либо явление, может быть представлена в виде зависимости между соответствующими критериями в форме уравнения подобия (критериального уравнения).*

Критерии подобия, которые составлены только из величин, входящих в условия однозначности, называют **определяющими**.

Критерии, включающие также величины, которые не являются необходимыми для однозначной характеристики данного процесса и сами зависят от этих условий, называют **определяемыми**.

Третья теорема подобия формулирует необходимые и достаточные условия подобия явлений: *подобны те явления, которые описываются одной и той же системой дифференциальных уравнений и у которых соблюдается подобие условий однозначности*.

Подобию же условий однозначности при идентичности дифференциальных уравнений, описывающих процессы, отвечает равенство определяющих критериев подобия. Значит третья теорема подобия может быть сформулирована и так: *явления подобны, если их определяющие критерии численно равны*.

Условиями однозначности называют граничные и начальные условия, позволяющие из бесконечно большого числа решений системы дифференциальных уравнений (неопределенное интегрирование) выделить единственное, отвечающее условиям данной задачи.

Критерии, содержащие хотя бы одну величину, не входящую в условия однозначности, называют **неопределяющими**.

Если в потоке силы инерции преобладают над силами тяжести, то для него основным критерием является критерий Рейнольдса, по которому и следует обеспечивать подобие в первую очередь.

Если же в потоке силы тяжести преобладают над силами инерции, то основным критерием для него является критерий Фруда, равенство которого для осуществления подобия должно обеспечиваться в первую очередь.

АНАЛИЗ РАЗМЕРНОСТЕЙ

Многие процессы пищевой технологии зависят от такого большого числа различных факторов, что для них не удастся получить полного математического описания; можно лишь в самом общем виде представить зависимость между различными переменными, влияющими на протекание процесса. .

В основу метода положена **π -теорема** Бэкингема, согласно которой *общую функциональную зависимость, связывающую между собой n переменных величин при t основных единицах измерения, можно представить в виде зависимости между $(n - t)$ безразмерными комплексами этих величин, а при наличии подобия – в виде связи между $(n - t)$ критериями подобия.*

Это соотношение определяет так называемые **метрические** преобразования величин. С формальной точки зрения эти пропорциональные изменения численного значения величины, связанные с переходом к другим единицам (метрическое преобразование), с одной стороны, и рассмотренным подобным преобразованием явления (физическое преобразование) – с другой, полностью тождественны.

Показатель степени a_i называется **размерностью** вторичной величины в отношении данной первичной. Совокупность размерностей принято записывать в виде **формулы размерности**, т. е. в виде символического уравнения, которое получается из последнего уравнения при замещении множителей преобразования величин их символами. При этом символ вторичной величины обычно берется в прямые скобки. Например, формула размерности для скорости (символ V) записывается в виде

$$[V] = LT^{-1}, \quad (2.17)$$

где L – символ длины, T – символ времени.

Понятие размерности условно можно распространить и на первичные величины, считая размерность первичной величины в отношении самой себя равной единице, а в отношении любой другой первичной величины – нулю. При таком соглашении формула размерности первичной величины совпадает с ее символом.

Поэтому для безразмерных величин принято также название **величины нулевой размерности**.

Безразмерная величина может быть составлена как из одноименных (относительные переменные, параметрические критерии), так и из разноименных величин (числа подобия).

ГИДРОДИНАМИЧЕСКОЕ ПОДОБИЕ ПОТОКОВ ЖИДКОСТИ

Безразмерные комплексы в скобках называются **критериями (числами) подобия** и получили следующие собственные наименования: $\frac{l}{vT} = Sh$ – число Струхала или *Но* – число гомохронности; $\frac{v^2}{gl} = Fr$ – число Фруда; $\frac{\Delta p}{\rho v^2} = Eu$ – число Эйлера; $\frac{vl}{\nu_o} = Re$ – число Рейнольдса.

Теперь условия подобия можно записать в виде

$$Sh = idem; \quad Fr = idem; \quad Eu = idem; \quad Re = idem.$$

Одинаковые безразмерные дифференциальные уравнения, описывающие группу гидродинамических процессов, вместе с безразмерными условиями однозначности (начальными и граничными условиями), а также одинаковые значения критериев подобия являются необходимыми условиями гидродинамического подобия.

Критериальные уравнения выражают собой зависимость неопределяющего критерия от определяющих. С учетом постановки задачи в соответствии с конкретными условиями однозначности один и тот же критерий может быть в одном случае определяющим, в другом – неопределяющим.

Обычно ввиду сложности решения дифференциальных уравнений того или иного явления, вид критериальных уравнений находится экспериментально.

При моделировании различают полное и неполное подобие. Полное подобие предусматривает равенство всех критериев, а неполное – равенство лишь основных из них.

ЛЕКЦИЯ.5.

ОСНОВЫ ГИДРОСТАТИКИ. ПЛАН.

1. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ ГИДРОМЕХАНИКИ.

2.Основные физические свойства жидкостей.

3.Математические методы.

4.Примеры практического применения основного уравнения гидростатики.

Наука, изучающая простейшую форму движения – относительное перемещение тел и их равновесие, называется механикой сплошных сред.

Основу механики сплошных сред составляют единые дифференциальные уравнения, описывающие механическое движение сред и учитывающие их специфические свойства. Жидкости и газы с точки зрения механики различаются только степенью сжимаемости. В условиях, когда это свойство не является определяющим, решения уравнений движения

сплошной среды оказываются одинаковыми как для жидкостей, так и для газов.

Законы гидромеханики и их практические приложения изучаются в гидравлике, которая состоит из двух разделов: гидростатики и гидродинамики. **Гидростатика** рассматривает законы равновесия в состоянии покоя, а **гидродинамика** – законы движения жидкостей и газов.

Знания законов механики жидкости и газа необходимы.

В гидравлике принято объединять жидкости, газы и пары под единым наименованием – жидкости. Это объясняется тем, что законы движения жидкостей и газов (паров) практически одинаковы, если их скорости значительно ниже скорости звука.

Модели жидкой среды и методы исследования. В силу своего молекулярного строения любая жидкость является дискретным веществом. Однако предполагается, что жидкость можно считать сплошной материальной средой, непрерывно заполняющей пространство без пустот и разрывов, допускающей неограниченную делимость ее материальных частичек. В технической гидромеханике используется понятие об **идеальной жидкости**, которая, в отличие от реальной (вязкой) жидкости, абсолютно несжимаема под действием сил давления, не изменяет плотности при изменении температуры и не обладает вязкостью.

Реальные жидкости делятся на два класса: малосжимаемые (капельные) и сжимаемые (газообразные). Капельные жидкости обладают вполне определенным объемом, который практически не изменяется под действием сил. Газы, занимая все предоставленное им пространство, значительно изменяют объем, сжимаются и расширяются под действием сил. Капельные жидкости легко изменяют форму, но с трудом изменяют объем, а газы легко изменяют как объем, так и форму.

К математическим методам относятся: метод бесконечно малых величин, контрольных объемов, статистический.

Метод бесконечно малых величин (дифференциальный метод). Жидкость рассматривается как непрерывная среда с неограниченной делимостью ее материальных частиц до размеров математической точки. Этот метод заключается в составлении на основе второго закона Ньютона дифференциальных уравнений движения (покоя) с последующим их интегрированием. Для наблюдения за различными частицами жидкости используются два способа: **субстанциональный** (способ Лагранжа) – наблюдение ведется за движением выбранной частички жидкости через различные точки пространства; **локальный** (способ Эйлера) – наблюдение ведется за различными частичками жидкости, проходящими через выбранную точку пространства.

Метод контрольных объемов (метод конечных объемов или метод средних величин). Этот метод позволяет переходить от уравнения, определяющего значение величины в точке, на конечный объем, выделенный в потоке жидкости (значение средних скоростей потока, уравнение неразрывности потока, уравнение Бернулли для потока жидкости).

Статистический метод основан на представлении о жидкости как о среде, состоящей из отдельных частиц. С помощью аппарата математической статистики исследуются массовые явления в жидкости: вычисляется среднее значение параметра, характеризующего массовое явление, а затем изучается распределение отдельных явлений и количественный анализ поведения отдельных частиц.

Экспериментальный метод основывается на теории инженерного эксперимента, которая учит, как ставить и планировать эксперимент, правильно производить измерения, обобщать результаты отдельных опытов и распространять их на целые классы явлений, устанавливая при этом нужные количественные зависимости. Основой теории инженерного эксперимента является обобщенный анализ, включающий классическую теорию подобия, методы характеристических масштабов и анализа размерностей. Экспериментальный метод

используется при проектировании гидравлических машин, определении сопротивлений в каналах сложной формы и т. д.

Основные физические свойства жидкостей. Рассмотрим физические свойства, существенные для задач технической гидромеханики.

Плотность и удельный вес жидкости. Истинной плотностью ρ жидкости в точке называют предел отношения массы элементарного жидкого объема dm к этому объему dV при стремлении последнего к нулю:

$$\rho = \lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{\Delta m}{\Delta V} = \frac{dm}{dV}. \quad (3.1)$$

Истинным удельным весом жидкости γ в точке называется предел отношения веса dG элементарного жидкого объема к этому объему при стремлении последнего к нулю:

$$\gamma = \lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{dG}{dV}. \quad (3.2)$$

Удельный вес и плотность связаны между собой

$$\gamma = g \rho, \quad (3.3)$$

где g – ускорение свободного падения, м/с^2 .

Плотность и удельный вес капельных жидкостей значительно выше, чем соответствующие характеристики упругих жидкостей, и сравнительно мало изменяются под действием давления или при изменении температуры. Плотность газов рассчитывается на основе уравнения состояния идеальных газов:

$$pV = RTm / M, \quad (3.4)$$

где p – давление, Н/м^2 ; T – температура, К; R – универсальная газовая постоянная $R = 8,314 \text{ кДж/(кмоль} \cdot \text{К)}$; M – масса 1 кмоль (молярная масса) газа, кг/кмоль .

В общем случае плотность и удельный вес жидкости являются функциями давления и температуры.

Под идеальным газом в термодинамике понимают газ, у которого молекулы не взаимодействуют на расстоянии и являются материальными точками (т. е. не имеют размеров).

В ряде задач гидравлики вместо истинной плотности или

удельного веса жидкости используются их средние значения, которые определяются как отношение массы или веса конечного объема жидкости к этому объему,

$$\rho_{\text{ср}} = m/V, \quad \gamma_{\text{ср}} = G/V.$$

Для однородных жидкостей, свойства которых одинаковы по всем направлениям, истинные плотность и удельный вес оказываются одинаковыми в любой точке и равными их средним значениям.

Текучесть и вязкость. *Текучесть* – это свойство, общее для всех жидкостей, означающее способность течь под влиянием самых малых сдвигающих усилий и обусловленное тем, что в покое жидкости не способны сопротивляться внутренним касательным усилиям, т. е. усилиям, действующим вдоль поверхности сдвига. Этим, в частности, объясняется движение жидкости в трубе при наличии ничтожной разности давлений. С другой стороны, самое незначительное относительное движение слоев (частиц) жидкости порождает эффект сопротивления, называемый **вязкостью** и обусловленный возникновением при движении касательных напряжений.

По физическому смыслу динамическая вязкость жидкости представляет собой силу внутреннего трения (сдвигающую силу), приходящуюся на единицу поверхности соприкасающихся слоев жидкости при градиенте скорости равном единице. Наряду с динамической вязкостью жидкости в гидравлике широко используется кинематическая вязкость ν . Связь между этими вязкостями устанавливается формулой:

$$\nu = \mu / \rho. \quad (3.6)$$

В гидравлике влиянием вязкости иногда пренебрегают. Жидкость, лишенную вязкости называют **идеальной**.

Вязкость оказывает существенное влияние на режимы течения жидкостей и на сопротивления, возникающие при их движении. Поэтому интенсификация многих гидродинамических, а также тепловых и массообменных процессов часто достигается при уменьшении вязкости среды,

например путем повышения температуры капельных жидкостей.

Сжимаемость. Сжимаемостью называют свойство жидкости изменять свой объем под действием давления. С ростом давления объем жидкости уменьшается.

Сжимаемость жидкости характеризуется коэффициентом объемного сжатия β (м²/Н), который определяется вытекающим из закона Гука соотношением,

$$\beta_V = -\frac{1}{V} \frac{dV}{dp}, \quad (3.7)$$

где V – объем жидкости, м³; p – давление в ней, Па.

Сжимаемость капельных жидкостей очень незначительна, поэтому их в большинстве практических случаев можно считать несжимаемыми. Например, для воды при температуре 20 °С и давлении 1 МПа коэффициент объемного сжатия β_V составляет всего $0,505 \cdot 10^{-9}$ м²/Н.

Прочность на разрыв. При решении практических задач предполагают, что жидкости и газы не оказывают сопротивления растягивающим усилиям. Для газов это является очевидным благодаря их свойству безгранично расширяться.

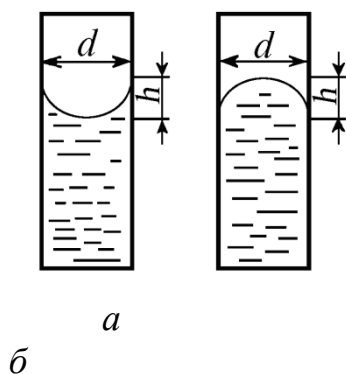


Рис. 3.1.
Капиллярность при смачивании жидкостью стенок трубки (а) и при отсутствии смачиваемости (б)

Высота капиллярного поднятия воды h в стеклянной трубке диаметром d мм, при $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ $h = 30/d$, для ртути при тех же условиях $h = 10/d$.

Состояние насыщения. При определенных условиях жидкость может переходить в пар. Если парообразование происходит с поверхности жидкости, то такой процесс называют испарением.

Условия, при которых происходит кипение, называют состоянием насыщения, а соответствующие параметры (давление, температура) — параметрами насыщения.

Растворимость газов в жидкостях происходит при всех условиях, но количество растворенного газа в единице объема жидкости различно для разных жидкостей и изменяется с увеличением давления

$$\frac{V_{\text{г}}}{V_{\text{ж}}} = k \frac{P_2}{P_1}, \quad (3.11)$$

где $V_{\text{г}}$, $V_{\text{ж}}$ — объем растворенного газа и жидкости, м^3 ; P_1 , P_2 — начальное и конечное давление газа, Па; k — коэффициент растворимости (коэффициент растворимости воздуха при $20\text{ }^{\circ}\text{C}$: для воды $k = 0,016$, для керосина $k = 0,127$, для трансформаторного масла $k = 0,083$, для индустриального масла $k = 0,076$).

При понижении давления в жидкости происходит выделение растворенного в ней газа, причем газ выделяется из жидкости интенсивнее, чем растворяется в ней.

Поверхностное натяжение. В некоторых процессах пищевой технологии капельная жидкость при движении соприкасается с газом или с другой капельной жидкостью,

практически не смешиваясь с ними. Поверхность раздела между фазами стремится к минимуму под действием поверхностных сил. Соответственно капли, взвешенные в газе или в другой жидкости, и пузырьки газа в жидкости принимают форму, близкую к шарообразной. Это объясняется тем, что молекулы жидкости внутри ее объема испытывают примерно одинаковое воздействие соседних молекул, в то время как молекулы, находящиеся непосредственно у поверхности раздела фаз, притягиваются молекулами внутренних слоев жидкости сильнее, чем молекулами окружающей среды. В результате на поверхности жидкости возникает давление, направленное внутрь жидкости по нормали к ее поверхности, которое и стремится уменьшить эту поверхность до минимума.

Поверхностное натяжение уменьшается с увеличением температуры. С величиной σ связаны характеристики смачивания капельными жидкостями твердых материалов; смачивание оказывает существенное влияние на гидродинамические условия протекания процессов в абсорбционных и ректификационных аппаратах, конденсаторах паров и др. Натяжение же, возникающее при соприкосновении несмешивающихся или частично смешивающихся капельных жидкостей, называют также граничным натяжением.

Силы, действующие в жидкости. Различают две категории сил: массовые и поверхностные.

Массовые силы действуют на каждый элемент среды и пропорциональны массе и объему элемента. К ним относится сила тяжести (вес)

$$G = mg. \quad (3.12)$$

Давление, действующее в покоящейся жидкости, называют *гидростатическим*, а в движущейся – *гидродинамическим*. При переходе от точки к точке давление изменяется. Поэтому отношение конечной силы давления P к конечной площади S дает среднее давление на эту площадь $p =$

P/S.

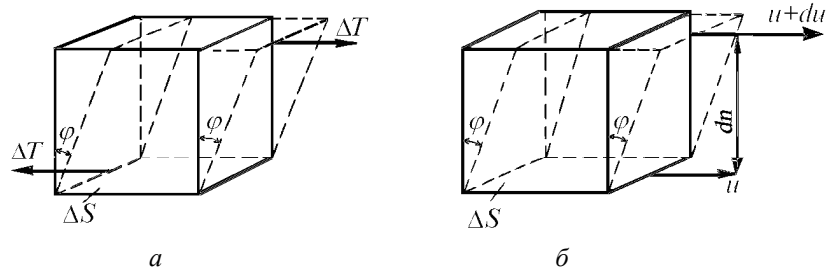


Рис 3.2. Деформация сдвига твердого тела (а) и жидкой среды (б)

Иногда вязкость жидкостей характеризуют кинематическим коэффициентом вязкости:

$$\nu = \mu / \rho = \mu g / \gamma .$$

. ГИДРОСТАТИКА

В гидростатике изучается равновесие жидкостей, находящихся в состоянии относительного покоя, при котором в движущейся жидкости ее частицы не перемещаются друг относительно друга. В состоянии относительного покоя форма объема жидкости не изменяется, и она, подобно твердому телу, перемещается как единое целое. Так, жидкость находится в относительном покое в перемещающемся сосуде (например, в цистерне), внутри вращающегося с постоянной угловой скоростью барабана центрифуги и т. д. Жидкость в неподвижном сосуде находится в абсолютном покое, который в таком понимании является частным случаем относительного покоя.

Соотношение между силами, действующими на жидкость, которая находится в состоянии покоя, выражается дифференциальными уравнениями равновесия Эйлера.

Дифференциальные

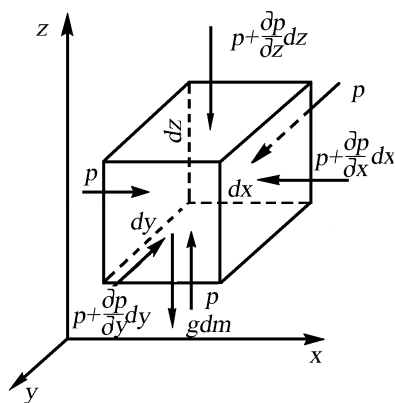


Рис. 3.3. Схема к выводу дифференциальных уравнений равновесия Эйлера

уравнения равновесия Эйлера. В объеме жидкости, находящейся в покое, выделим элементарный параллелепипед объемом dV с ребрами dx , dy и dz , расположенными параллельно осям координат x , y и z (рис. 3.3).

Основное уравнение гидростатики. Из уравнений (3.21) следует, что давление в покоящейся жидкости изменяется только по вертикали (вдоль оси z , рис. 3.4), оставаясь одинаковым во всех точках любой горизонтальной плоскости, т. к. изменения давлений вдоль осей x и y равны нулю.

Так как в этой системе уравнений $\partial p / \partial x = 0$ и $\partial p / \partial y = 0$, частная производная $\partial p / \partial z$ может быть заменена на dp / dz , то

$$-\rho g - \frac{dp}{dz} = 0 \quad \text{или} \quad -dp - \rho g dz = 0. \quad (3.22)$$

Для двух произвольных горизонтальных плоскостей уравнение (3.25) выражают в виде

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g}. \quad (3.26)$$

Уравнение (3.25) или (3.26) является **основным уравнением гидростатики**. Оно выражает зависимость давления в данной точке покоящейся жидкости от рода жидкости (ее плотности) и расстояния точки по вертикали от свободной поверхности

Таким образом, **нивелирная высота z** , называемая также **геометрическим (высотным) напором**, характеризует удельную потенциальную энергию положения данной точки над выбранной плоскостью сравнения, а **пьезометрический напор** – удельную потенциальную энергию давления в этой точке. Сумма указанных энергий, называемая полным гидростатическим напором, равна общей потенциальной энергии, приходящейся на единицу веса жидкости.

Гидростатические машины. Из уравнения (3.26)

следует, что любое изменение внешнего давления на жидкость, заключенную в замкнутом сосуде, приведет к увеличению

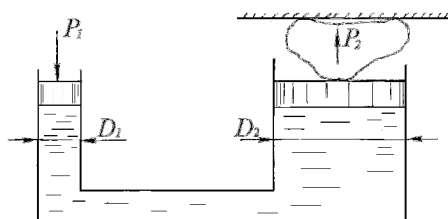


Рис. 3.7. Схема гидравлического пресса

давления в любой точке жидкости на величину этого изменения. Это значит, что если жидкость находится в состоянии покоя, то изменение давления на любой внешней поверхности, возникающее от действия внешних сил, передается без изменения во все точки объема, занимаемого данной жидкостью. В этом суть закона Паскаля, широко применяемого при расчете и конструировании гидравлических машин.

В результате поршень в цилиндре большего диаметра передаст силу давления во столько раз большую, чем сила, приложенная к поршню в цилиндре меньшего диаметра, во сколько поперечное сечение второго цилиндра больше, чем поперечное сечение первого цилиндра. Таким способом с помощью сравнительно небольших усилий осуществляют прессование материала, помещенного между поршнем и неподвижной плитой.

Давление жидкости на дно и стенки сосуда. Если жидкость помещена в сосуд любой формы, то гидростатическое давление во всех точках горизонтального дна сосуда одинаково, давление же на его боковые стенки возрастает с увеличением глубины погружения.

ЛЕКЦИЯ 6.

ОБЩЕЕ ПОНЯТИЕ О ГИДРОДИНАМИКЕ

ПЛАН

1. РЕЖИМЫ ДВИЖЕНИЯ ВЯЗКИХ ЖИДКОСТЕЙ.

2. ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ ЭЙЛЕРА ДЛЯ ПОТОКА ИДЕАЛЬНОЙ ЖИДКОСТИ.

3. УРАВНЕНИЕ БЕРНУЛЛИ ДЛЯ ПОТОКА ИДЕАЛЬНОЙ ЖИДКОСТИ.

Характеристики движения жидкости. Гидродинамика, изучая закономерности движения, решает три задачи: внутреннюю, внешнюю и смешанную.

Внутренняя задача связана с анализом движения жидкостей внутри труб и каналов.

Внешняя – изучает закономерности обтекания жидкостями различных тел (при механическом перемешивании, осаждении твердых частиц в жидкости и т. п.).

Смешанная – решается при движении жидкости через зернистый слой твердого материала, когда она перемещается как внутри каналов сложной формы, так и одновременно обтекает твердые частицы. Такие условия наблюдаются в процессах фильтрования, массопередачи в аппаратах с насадками, сушки и т. д. Анализ движения жидкостей в случаях такой смешанной задачи гидродинамики проводят приближенно, сводя его к решению внутренней или внешней задачи.

Движущей силой при течении жидкостей является *разность давлений*, которая создается с помощью насосов или компрессоров, либо вследствие разности уровней или плотностей жидкости.

Знание законов гидродинамики позволяет находить разность давлений, необходимую для перемещения данного количества жидкости с требуемой скоростью, а значит, и расход энергии на это перемещение, или наоборот – определять скорость и расход жидкости при известном перепаде давления.

Классификация видов движения жидкости. Классификация осуществляется по нескольким признакам.

1. По зависимости скорости от координат и времени движения делятся на *установившиеся* и *неустановившиеся* (стационарные и нестационарные).

Неустановившееся движение – это такое движение, когда параметры движущейся жидкости в различных точках занимаемого ею пространства изменяются с течением времени.

Установившееся движение – это такое движение, когда параметры движущейся жидкости в различных точках пространства с течением времени не изменяются. Для такого движения скорость, например, является функцией только координат, и не зависит от времени $u = u(x, y, z)$.

Примером установившегося движения может служить также течение жидкости в трубе, соединяющей бак с атмосферой, но в том случае, когда в бак подводится жидкость в количестве, равном количеству жидкости, вытекающей из трубы в атмосферу.

2. Установившееся движение может быть **равномерным** и **неравномерным**.

Равномерным движением называется такое, при котором скорости частиц жидкости в сходственных точках двух смежных сечений равны между собой ($u = \text{idem}$).

Неравномерным – при котором скорости частиц жидкости в сходственных точках двух смежных сечений не равны между

собой ($u = \text{var}$). Неравномерное движение в зависимости от характера изменения сечения трубопровода делится на **плавноизменяющееся и резкоизменяющееся**.

По наличию вращательного движения частиц жидкости движения делятся на **безвихревые** (вращение отсутствует) – потенциальные и **вихревые**. Среди вихревых движений имеет место частный случай – **винтовое** движение, при котором вектор угловой скорости совпадает с направлением вектора линейной скорости в данной точке. Движение жидкой частицы отличается от движения абсолютно твердой частицы. Твердая частица может двигаться или поступательно (хотя бы и непрямолинейно), или вращательно, или поступательно с вращением, но ее форма при этом сохраняется неизменно. По наличию свободной поверхности движения делятся на **напорные, безнапорные и свободные**.

Напорным называется движение жидкости, не имеющей свободной поверхности. Примером такого движения может служить движение жидкости в трубопроводе при полном заполнении его сечения, например воды в водопроводе.

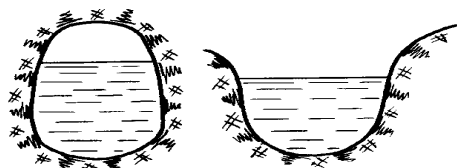


Рис. 3.13. Безнапорное течение жидкости

Безнапорным движением называется движение жидкости со свободной поверхностью в открытых и закрытых руслах (рис. 3.13).

Свободным является движение жидкости, нигде не стесняемое твердыми стенками русла. Свободное движение жидкости называется струями. Струи могут быть **затопленные и незатопленные**.

Затопленной струей называется такое движение, при котором плотность движущейся жидкости примерно равна плотности окружающей среды. Например, затопленной является струя дыма, выходящая из трубы, струя промывочного раствора, бьющая из сопла гидромониторного долота. **Незатопленной** струей называется такое движение, при котором плотность движущейся жидкости намного превышает

плотность окружающей среды. Это, например, фонтанная струя или струя воды из пожарного брандспойта.

4. Движение может быть **сплошным и прерывистым**. **Сплошным**, или непрерывным движением, называется такое движение, при котором жидкость сплошь заполняет всю область своего движения. **Прерывистым** является движение жидкости при наличии пустот в области движения. Обычное течение в реках – сплошное, а на водопадах – прерывистое.

5. Движение может быть **осесимметричным** (поле скоростей и ускорений имеет одинаковый вид в любых плоскостях, проходящих через некоторую прямую, называемую осью симметрии) и **неосесимметричным**. Примером осесимметричного движения может служить движение жидкости в круглых трубках.

6. Движения можно разделить на одномерные, двумерные (плоскопараллельные) и трехмерные.

Трехмерное движение – это такое движение, когда параметры потока изменяются вдоль всех трех координат (рис. 3.14).

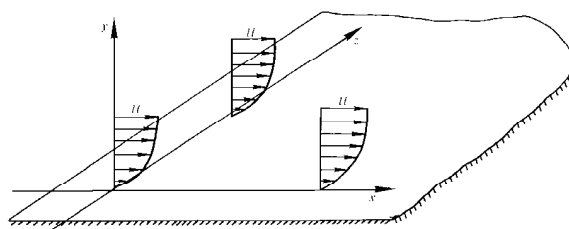


Рис. 3.16. Одномерное движение при обтекании бесконечной плоской пластины

Одномерное движение – это такое движение, когда параметры потока изменяются только вдоль одной координаты.

7. Движения можно классифицировать по

механизму передачи количества движения между слоями жидкости. Если этот механизм имеет молекулярную природу, движение называется **ламинарным**. Если количество движения передается в основном за счет обмена жидкими массами, перемещающимися хаотически во всем объеме жидкости, движение называется **турбулентным**.

Кинематические характеристики движения. Поток жидкости – это часть неразрывно движущейся жидкости,

ограниченная твердыми деформируемыми или недеформируемыми стенками, иногда воздушной средой или жидкостью струи.

Локальная (местная) скорость – скорость жидкой частички в данной точке пространства в данный момент времени, это – векторная величина.

Поле скоростей – совокупность векторов локальных скоростей, построенных для некоторого множества точек пространства в данный момент времени.

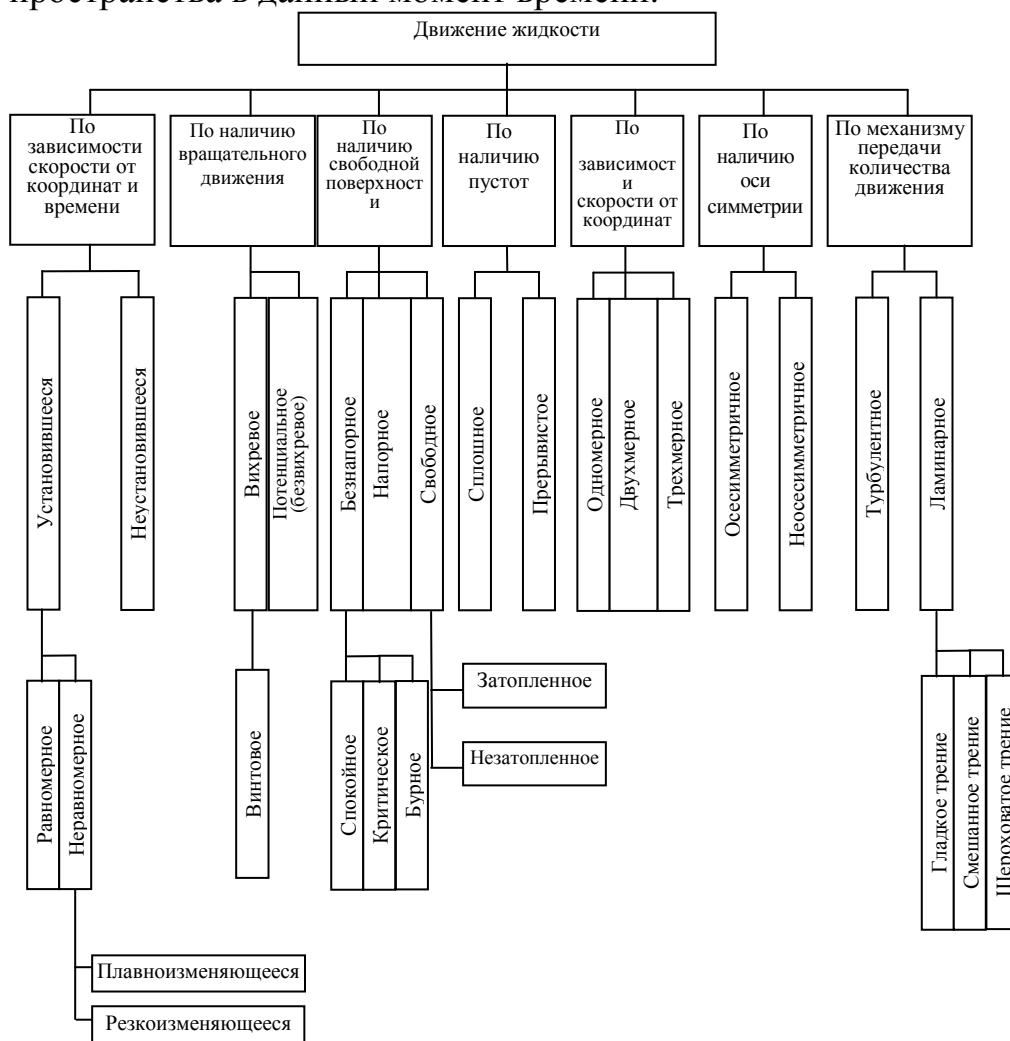


Рис. 3.17. Схема движений жидкости

Траектория – линия, по которой движется некоторая частица жидкости.

Линия тока – проведенная в потоке жидкости условная линия, во всех точках которой в данный момент времени векторы локальных скоростей направлены по касательной к этой линии..

Линия отмеченных точек – линия, на которой в данный момент времени лежат частицы жидкости, прошедшие в свое время через одну и ту же начальную точку. Иллюстрацией такой линии может служить линия расположения поплавков, последовательно выпущенных из одной и той же точки.

При установившемся движении линия отмеченных точек совпадает с траекторией и линией тока.

Поверхность тока – поверхность, образованная совокупностью линий тока, проведенных через множество точек некоторой кривой, расположенной в потоке жидкости (рис. 3.19).

Трубка тока – трубчатая поверхность тока бесконечно малого поперечного сечения, проведенная через бесконечно

Элементарная струйка – жидкость, протекающая внутри трубки тока. Вследствие непроницаемости трубки тока ни одна частица из окружающего пространства не может войти в пространство элементарной струйки.

Живым сечением элементарной струйки или потока называется плоскость сечения струйки или потока, нормальная в каждой точке своей к соответствующей линии тока.

Расходом жидкости называется количество жидкости, проходящей через живое сечение потока в единицу времени. Различают объемный ($\text{м}^3/\text{с}$), массовый ($\text{кг}/\text{с}$) и весовой ($\text{Н}/\text{с}$) расходы.

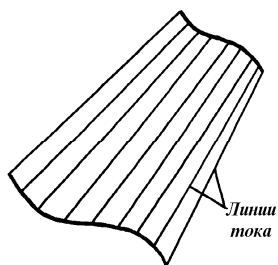


Рис. 3.19. Поверхность тока

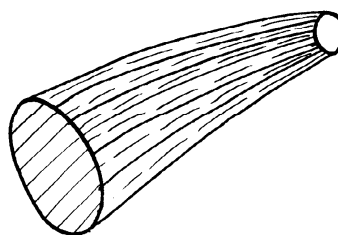


Рис. 3.20. Трубка тока

Расход элементарной струйки называется **элементарным расходом**.

Профиль (эпюра) скоростей – поле скоростей, построенное для множества точек живого сечения потока. Иногда рассматривают не все поле, а лишь его характерное сечение или даже просто контур этого сечения.

Рассмотрим ламинарное течение жидкости в цилиндрической трубе. Для такого течения поле скоростей живого сечения имеет вид параболоида вращения. Под профилем скоростей чаще всего понимают параболу,

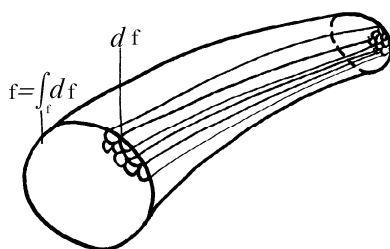


Рис. 3.22. Поток конечных размеров

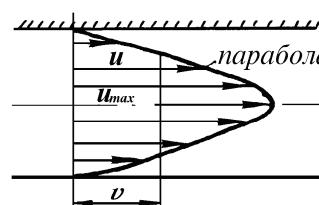


Рис. 3.23. Профиль скоростей

проходящую через концы векторов локальных скоростей, проведенных через все точки диаметра трубы.

Локальная скорость жидкости в некоторый момент времени называется **мгновенной**, а если она рассматривается за некоторый промежуток времени – **осредненной**. Скорость течения потока характеризуется **средней скоростью** по данному поперечному сечению:

Распределение скоростей и расход жидкости при установившемся ламинарном потоке. В случае ламинарного движения вязкой жидкости в прямой трубе круглого сечения всю жидкость можно мысленно разбить на ряд кольцевых слоев, соосных с трубой (рис. 3.27, а).

Вследствие действия между слоями сил трения слои будут двигаться с неодинаковыми скоростями. Центральный цилиндрический слой у оси трубы имеет максимальную скорость, но по мере удаления от оси скорость элементарных кольцевых слоев будет уменьшаться. Непосредственно у стенки жидкость как бы «прилипает» к стенке, и ее скорость здесь обращается в нуль.

Уравнение неразрывности (сплошности) потока. Установим общую зависимость между скоростями в потоке жидкости, для которого соблюдается условие сплошности или неразрывности движения, т. е. не образуется пустот, не заполненных жидкостью.

Если аналогичные измерения выполнить для множества промежуточных сечений и соединить плавной линией верхние мениски жидкости в трубках Пито, то мы получим линию *a* (см. рис. 3.30), которую называют **линией полного напора**.

Соединяя плавной линией верхние мениски жидкости в пьезометрах мы получим линию *b* (см. рис. 3.30), которую называют **пьезометрической линией**.

Линию, соединяющую центры тяжести сечений, называют **осью потока**.

Характер поведения этих линий по длине потока *l* определяется так называемыми уклонами.

Гидравлическим уклоном называют величину

$$i = + \frac{d \left(z + \frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} \right)}{dl} = + \frac{dh_n}{dl}, \quad (3.123)$$

определяющую поведение линии полного напора.

Пьезометрический уклон

$$i_p = \pm \frac{d\left(z + \frac{p}{\rho g}\right)}{dl}, \quad (3.124)$$

определяет поведение пьезометрической линии.

Геометрический (геодезический) уклон

$$i_z = \pm \frac{dz}{dl}, \quad (3.125)$$

характеризует поведение оси потока.

. ПОТЕРИ ЭНЕРГИИ ПРИ ДВИЖЕНИИ ЖИДКОСТИ

Характер и виды потерь энергии. Ламинарный и турбулентный режимы движения. Получение конкретных зависимостей для расчета потерь энергии при движении жидкости в трубах и каналах является основным содержанием внутренней задачи гидродинамики. Различают два вида потерь энергии при установившемся напорном движении жидкости: потерю энергии по длине h_l и местные потери энергии, каждую из которых обозначим h_{mc} .

К потере энергии по длине относится та часть энергии потока, которая расходуется на преодоление трения в прямолинейных участках труб и каналов, где движение жидкости равномерное или плавноизменяющееся. Эта энергия переходит в теплоту и безвозвратно теряется потоком.

К местной потере энергии относится та часть энергии потока, которая расходуется также на преодоление трения, но в местах, где поток претерпевает резкую деформацию. В результате на некотором сравнительно небольшом участке нарушается равномерное движение жидкости, ее скорость изменяется по величине и направлению. Деформация потока (нарушение его нормальной конфигурации) имеет место при его входе в трубу, при резком расширении и сужении трубопровода, в местах, где установлены вентили, краны, при поворотах трубы и т. п.

При **ламинарном** (от лат. *lamina* – слой) движении отдельные частицы жидкости в трубе перемещаются по

прямолинейным траекториям параллельно стенкам трубы и друг другу. Никаких поперечных перемещений частиц не происходит. Иначе говоря, жидкость в круглой трубе движется как бы концентрическими кольцевыми слоями, которые не перемешиваются между собой.

При **турбулентном** (от лат. turbulentus – неупорядоченный, бурный) движении отдельные частицы жидкости или целые группы частиц конечных размеров («жидкие комки») ведут себя приблизительно как молекулы по представлениям кинетической теории газов, т. е. пребывают в состоянии хаотичного движения. Турбулентный поток по своим свойствам резко отличается от ламинарного. При ламинарном режиме потери энергии по длине пропорциональны первой степени скорости, при турбулентном – приблизительно квадрату скорости.

ЛЕКЦИЯ 7.

МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ.

ПЛАН.

1.ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

2.ПРОЦЕССЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ ПИЩЕВЫХ СРЕД.

3..ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ.

4. СПОСОБЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

.

5. Обобщенный закон процесса измельчения.

.

6. Основы теории процесса измельчения зерна в вальцовом станке.

. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

Измельчение – процесс механического воздействия на продукт рабочими органами, который приводит к преодолению сил взаимного сцепления и разрушению продукта под действием внешних нагрузок, а также к увеличению поверхности твердых материалов.

В пищевой промышленности измельчение применяют в следующих целях: для подготовки сырья к приготовлению пищи, придания продукту требуемой консистенции, порционирования продукта, утилизации отходов сырья и остатков пищи, для увеличения поверхности твердых материалов с целью повышения скорости биохимических и диффузионных процессов при переработке фруктов, овощей и т.

д. Измельчение широко используют в мукомольном, мясном, свеклосахарном, спиртовом, пивоваренном, консервном и другом производстве.

Способы измельчения (рис. 9.1) подразделяют на следующие: раздавливание, раскалывание, разламывание, резание, распиливание, истирание, измельчение с помощью удара. В каждой измельчающей машине реализуются, как правило, все способы измельчения, но главную роль играет тот, для которого она создана.

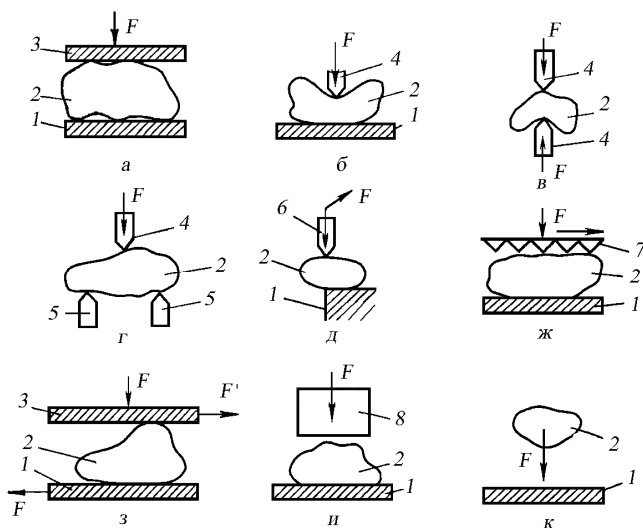


Рис. 9.1. Способы измельчения продуктов:

а – раздавливание; *б* – раскалывание с опорной плитой; *в* – раскалывание между клинообразными рабочими элементами; *г* – разламывание; *д* – резание; *ж* – распиливание; *з* – истирание; *и* – измельчение при стесненном ударе; *к* – измельчение при свободном ударе: *1* – опорная плита; *2* – измельчаемый материал; *3* –

разламывания (рис. 9.1, *з*) совершается за счет воздействия изгибающих сил F . Размеры и форма получаемых частиц примерно такие же, как и при раскалывании.

Процесс резания (рис. 9.1, *д*) осуществляется лезвиями (ножами), под действием которых создается усилие F , направленное под определенным углом к измельчаемому

При раздавливании (рис. 9.1, *а*) под действием статической нагрузки, создаваемой силой F на нажимную плиту, определяющими являются напряжения сжатия.

При раскалывании (рис. 9.1, *б, в*) в материале возникают в основном изгибающие напряжения.

Процесс

материалу. Кроме того, ножи совершают движение в плоскости, параллельной плоскости разделения материала. При резании в материале возникают напряжения сдвига. Резание используется в измельчителях для плодов фруктов и овощей, а также туш животных, причем сырье можно измельчить на части заранее выбранных размеров и форм.

Распиливание (рис. 9.1, ж) осуществляется за счет использования пил, зубья которых представляют собой ножи. Измельчение материала происходит при нажиме на пилу и ее перемещении в плоскости измельчения. Процесс распиливания позволяет получить куски требуемых размеров.

Процесс истирания применяется при тонком и коллоидном помолах. При истирании (рис. 9.1, з) разрушение происходит главным образом от напряжений сдвига. На материал действуют силы, возникающие при перемещении опорной и нажимной плит в противоположные стороны. **Процесс дробления** за счет удара осуществляется под действием динамических нагрузок на продукт, в результате которых возникают динамические напряжения, приводящие к его разрушению..

В продуктах измельчения должны отсутствовать металлические, минеральные и другие примеси, являющиеся случайными или образующиеся в результате износа рабочих органов машин.

Процессы измельчения разделяются на дробление (крупное, среднее и мелкое), помол (грубый, средний, тонкий и сверхтонкий) и резание. Резание применяют, когда требуется не только уменьшить размер кусков, но и придать им определенную форму (овощи и фрукты, конфетная и тестовая масса, мясо и другие продукты).

Классификация дробления и помола

Класс измельчения	Размер кусков, мм	
	до измельчения d_n	после измельчения d_k
Дробление:		
крупное	1000	250
среднее	250	20
мелкое	20	1...5
Помол:		
грубый	1...5	0,10...0,04
средний	0,10...0,04	0,015...0,005
тонкий	0,10...0,04	0,005...0,001
сверхтонкий	0,100	< 0,001

Степень измельчения i равна

$$i = D/d, \quad (9.1)$$

где D – средний характерный размер частицы продукта до измельчения, м; d – средний характерный размер частицы после измельчения, м.

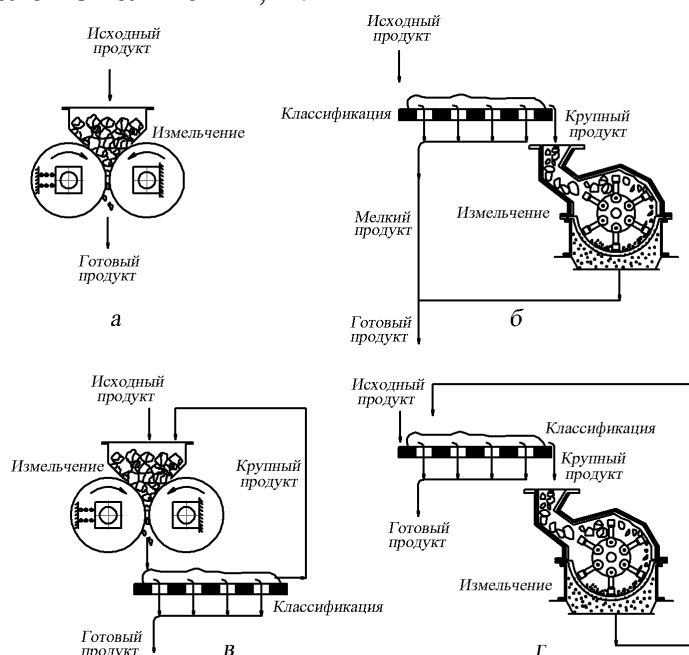


Рис. 9.2. Схемы циклов измельчения: а – открытый цикл; б – открытый цикл с предварительной классификацией; в – замкнутый цикл; г – замкнутый цикл с совмещенными предварительной и поверочной классификацией

Для уменьшения энергоемкости процесса измельчения надо снижать оборот продукта в технологическом процессе, использовать рациональные режимы подготовки и измельчения продукта,

сокращать протяженность технологического цикла, правильно подбирать геометрические и кинематические параметры измельчающих машин.

Обобщенный закон процесса измельчения. Процесс деформации и измельчения твердых тел сопровождается затратой энергии. Она расходуется на образование упругих и пластических деформаций, преодоление сил молекулярного сцепления, после чего тело разрушается, и образуются новые тела с большей суммарной поверхностью. Получая упругую деформацию, тело накапливает энергию. После прекращения действия внешних сил оно возвращает не всю затраченную энергию, а только часть ее. Как при упругой, так и при пластической деформации происходит частичное преобразование механической энергии в тепловую. В результате температура деформируемого тела повышается. В процессе измельчения некоторая часть энергии затрачивается на электризацию частиц продукта и рабочих поверхностей машин. Кроме того, энергия расходуется и на преодоление сопротивлений в измельчающей машине (трение и деформация деталей, их нагрев и т. п.).

Угол между скоростью v точки лезвия и нормалью к нему в этой точке называется **углом скольжения лезвия β** .

Тангенс угла скольжения лезвия β называется коэффициентом скольжения:

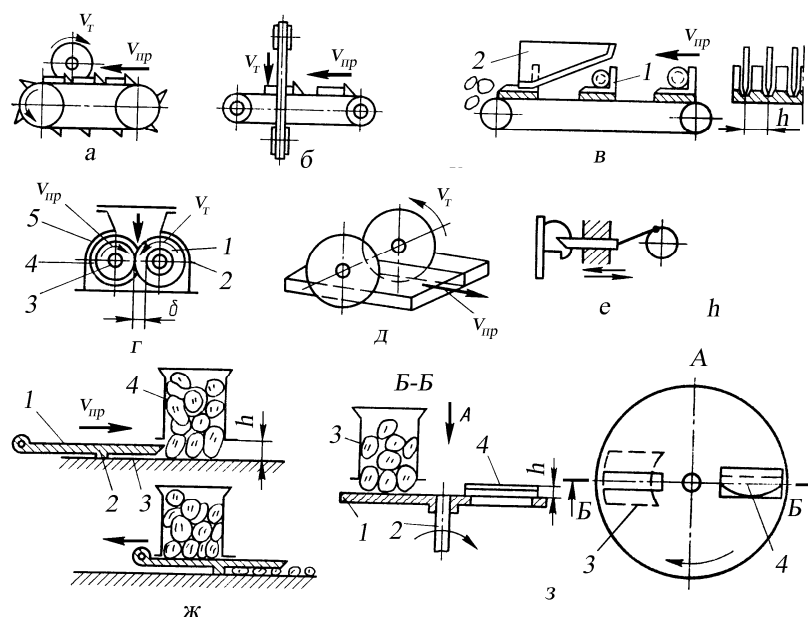


Рис. 9.5. Схемы механизмов с дисковыми ножами:
 а, б – комбинированный режущий инструмент для резки в двух плоскостях; в – режущий механизм с неподвижным плоским ножом (1 – плоский нож; 2 – гребневидная опора); г – режущий механизм с дисковыми ножами и ротационной подачей продукта (1 – дисковый нож; 2, 3 – вал; 4 – барабан; 5 – кожух); д – режущий механизм с (9.29).

Гомогенизацией называется процесс измельчения жидких и пюреобразных пищевых продуктов за счет пропускания под большим давлением с высокой скоростью через узкие кольцевые щели. В результате воздействия на продукт различных гидродинамических факторов происходит дробление твердых частиц продуктов и их интенсивная механическая обработка. Гомогенизация не только изменяет дисперсность компонентов продукта, но и влияет на физико-химические свойства продукта (плотность, вязкость, однородность состава и др.).

Схемы конструкций гомогенизирующих головок, используемых в различных типах гомогенизаторов, приведены на рис. 9.6.

Основными рабочими органами гомогенизирующей головки являются седло и клапан, от конструкции которых в известной мере зависит степень дисперсности частиц при гомогенизации. Разнообразие конструкций гомогенизирующих устройств обусловлено стремлением повысить гомогенизирующий эффект за счет повышения турбулентности потока гомогенизируемой жидкости, усиления явлений кавитации, повышения скорости движения жидкости на входе в клапанную щель. Клапанная щель может быть гладкой и волнообразной с постоянным или переменным сечением.

Протирание – это процесс отделения массы плодовоовощного сырья от косточек, семян, кожуры путем продавливания на ситах через отверстия с диаметром 0,7...5,0 мм.

Финиширование – это более тонкое измельчение протертой массы путем пропускания через сито с диаметром отверстий менее 0,4 мм.

В процессе протирания или финиширования перерабатываемая масса попадает на поверхность движущегося бича. Под действием центробежной силы она прижимается к рабочему сити. Полуфабрикат через отверстия проходит в сборник, а отходы под действием силы, обусловленной углом опережения бичей, продвигаются к выходу рабочего сита.

.

ЛЕКЦИЯ 8.

АППАРАТЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

ПЛАН.

- . 1.КЛАССИФИКАЦИЯ ИЗМЕЛЬЧИТЕЛЬНЫХ МАШИН
- 2.ОСНОВНЫЕ ВИДЫ ИЗМЕЛЬЧИТЕЛЬНЫХ МАШИН.
- 3.МЕЛЬНИЦЫ.
- 4..ПРОТИРОЧНЫЕ МАШИНЫ.

Измельчительные машины, применяемые в пищевой промышленности, характеризуются большим многообразием конструктивных форм (рис. 9.7). Они подразделяются на следующие типы: дробилки, гомогенизаторы, протирачные машины; валковые мельницы, резательные машины, мельницы, волчки, куттера и т. д.

Резательные машины бывают пластинчатыми, дисковыми, роторными, струнными и др.

Резательные машины предназначены для измельчения растительного сырья на частицы правильной формы (столбики, кружки, кубики) и определенных размеров для соблюдения одинаковых режимов при дальнейшей обработке и дозировке. Качество резки зависит от конструктивных особенностей машины, режима ее эксплуатации, от вида и состояния сырья.

Вальцовые станки применяют на мукомольных заводах для размола зерна и продуктов его переработки. Эффективность работы вальцовых станков определяется степенью измельчения зерна или его частиц, производительностью каждой пары вальцов и удельным

расходом электроэнергии.

Дробилки используют для дробления зерна, бобов, кристаллического сахара и других компонентов при приготовлении пищевых смесей.

Валковые мельницы предназначены для тонкого измельчения жиросодержащих рецептурных смесей при производстве кондитерских изделий.



Рис. 9.7. Классификация оборудования для измельчения пищевого сырья

Гомогенизаторы подразделяются на клапанные, дисковые, или центробежные, и ультразвуковые. Основным фактором, определяющим конструкцию гомогенизаторов, является количество плунжеров. По этому признаку выпускаемые гомогенизаторы можно разделить на одно-, трех- и пятиплунжерные.

ОСНОВНЫЕ ВИДЫ ИЗМЕЛЬЧИТЕЛЬНЫХ МАШИН

Резательные машины предназначены для измельчения различных видов корнеплодов на кубики, столбики и кружки.

Дробилки. Измельчение пищевых продуктов производится дробилками следующих типов.

Валковая дробилка (рис. 9.13) применяется для измельчения винограда с гроздьями, которые затем отделяются от ягод и направляются на сокоотделение.

В **ножевой дробилке** (рис. 9.14) процесс измельчения носит в большей степени характер строгания, чем дробления.

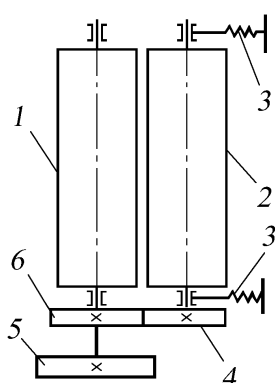


Рис. 9.13. Схема валковой дробилки: 1, 2 – рифленые валки; 3 – пружина; 4, 5, 6 – шестерни

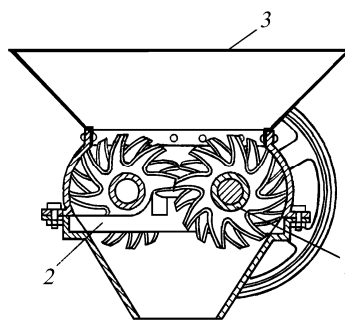


Рис. 9.15. Схема двухбарабанной дробилки: 1 – зубчатые диски; 2 – колосниковая решетка; 3 – бункер

измельчения комбикормов, а также измельчения отходов мукомольных заводах

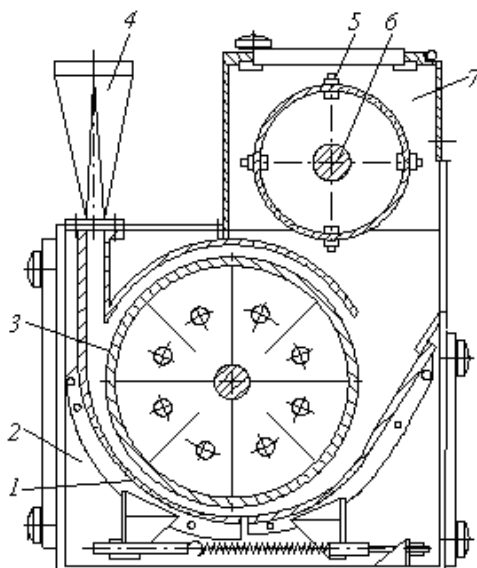


Рис. 9.18. Дробилка: 1 – дека; 2 – измельчитель; 3 – ротор; 4 – выпускной патрубок; 5 – планка со штифтами; 6 – вал; 7 – рушитель; 8 – лента; 9 – транспортер

Дробилка (рис. 9.18) предназначена для измельчения сушеных овощей, картофеля, прямой зелени

Штифтовые мельницы имеют штифты или била, расположенные на одном или двух вращающихся дисках. Дисковые штифтовые мельницы с одним вращающимся диском называются **дисмембраторами**.

Штифтовые мельницы с двумя вращающимися дисками называются **дезинтеграторами**.

Дисмембратор предназначен для измельчения пряностей и других продуктов (рис. 9.19).

Коллоидная мельница представляет собой дисковую мельницу, измельчающий механизм которой имеет разное исполнение (рис. 9.20)

Протирочная машина предназначена для протирания мякоти вишен, слив, абрикосов и персиков с отделением косточек от мякоти.

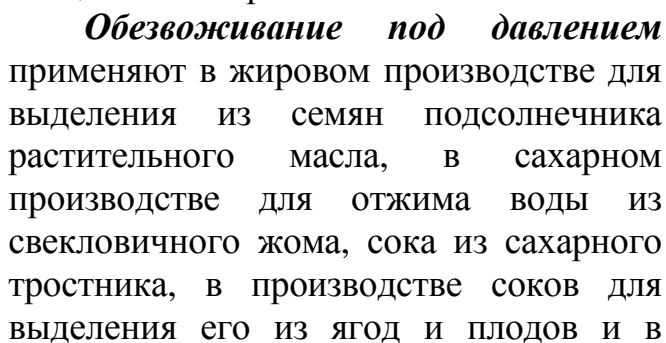
Валковые дробилки. Исходный материал поступает в валковую дробилку, затягивается парой вращающихся навстречу друг другу гладких цилиндрических валков 1 и 2 в зазор между ними и дробится в основном путем раздавливания (рис. 9.25).

ПЛАН.

2. ФОРМОВАНИЕ ПИЩЕИНЫХ ПРОДУКТОВ

4. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ПРЕССОВАНИЯ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ.

гранулирования и формования пластичных продуктов в пищевой промышленности применяют **прессование**, которое заключается в том, что обрабатываемый материал подвергают внешнему давлению в специальных прессах.



других производствах.

Брикетирование, т. е. получение брикетов или брусков спрессованного материала прямоугольной или цилиндрической

формы, применяют в сахарном производстве для получения брикетов свекловичного жома и сахара-рафинада, в производстве пищевых концентратов, в кондитерском и комбикормовом производствах, в процессах утилизации отходов пищевой промышленности и др. Разновидностями брикетирования являются *таблетирование* и *гранулирование*. Таблетки и гранулы имеют меньшие размеры по сравнению с брикетами.

Формование пластичных материалов применяют в пицккнцнтрадном, хлнбнпкарном, кондитерском, макаронном, комбикормовом и других производствах для придания изделию заданной форм

Конструкции формующих машин также могут быть классифицированы: по частоте вращения рабочего органа – на нормальные и быстроходные; по конструктивному исполнению – на стационарные, с вращающимся корпусом, с горизонтальным расположением рабочего органа, с вертикальным расположением рабочего органа; по физическим признакам – с коротким шнеком (автогенные), с большим уклоном режущей кромки матрицы, с незначительным уклоном режущей кромки матрицы.

. ОБЕЗВОЖИВАНИЕ И БРИКЕТИРОВАНИЕ

Обезвоживание продуктов используют для выделения жидкости, когда она является ценным компонентом или когда с обезвоживанием ценность продукта увеличивается. Его проводят под действием избыточного давления поршня в прессах, которое прикладывается к материалу.

Брикетирование, таблетирование и гранулирование применяют с целью повышения качества и продолжительности использования продукта, уменьшения потерь, улучшения транспортировки и т. д.

. ФОРМОВАНИЕ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

Формование пищевых продуктов проводят в
экструдерах путем размягчения или пластификации и
придания им формы продавливанием через экструзионную
головку, сечение которой соответствует конфигурации
изделия. Экструдировать, что буквально означает
«выталкивать наружу», можно различными способами.

Экструзия бывает холодной, теплой и горячей (варочной). При холодной – 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. Теплую экструзию используют для частичной клейстеризации крахмалсодержащих материалов влажностью 20...30 % с последующей обжаркой или выпечкой. При горячей (варочной) экструзии во время нагревания (температура процесса обработки сырья превышает 100 °С) в перерабатываемом материале происходят необратимые биохимические изменения, прежде всего, белков, крахмала и клетчатки. Этот процесс проводится при высоких скоростях и давлениях, значительном переходе механической энергии в тепловую. Полученный таким образом экструдированный продукт затем сушат или обжаривают и покрывают вкусовыми добавками. Способом варочной экструзии получают сухие завтраки, хлебцы, сухие напитки, супы, мясопродукты, детское питание, гранулированные корма.

Готовый продукт или полуфабрикат, произведенный на экструдере, называют экструдатом. Его форма определяется конфигурацией отверстий в матрице, которую устанавливают

на выходе материала из экструдера. Особое значение имеют такие параметры, как количество тепловой энергии, образующейся в процессе экструдирования за счет механического преобразования энергии; температура во время ведения процесса; влажность экструдированной массы.

Рассмотрим классификацию шнековых экструдеров по конструктивным признакам (рис. 12.3). Кроме того, экструдеры могут быть классифицированы по геометрической форме, механическим, функциональным или термодинамическим характеристикам, поскольку они оказывают влияние на химические структурные характеристики экструдированных продуктов.

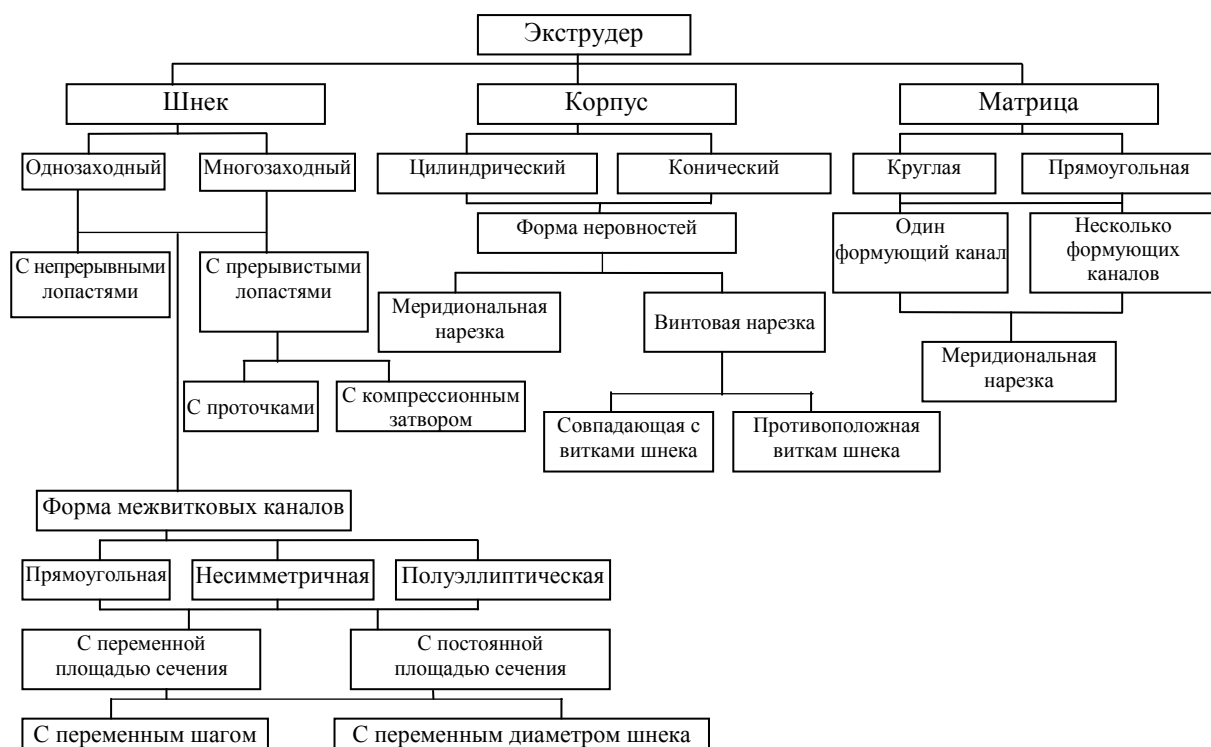


Рис. 12.3. Классификация шнековых экструдеров

Применение двухшнековых (многошнековых) экструдеров в пищевой промышленности имеет значительное преимущество и гораздо большие перспективы перед одношнековыми.

Классификация двухшнековых экструдеров приведена на рис. 12.4.

Для рассмотрения традиционных математических моделей одношнековой экструзии полимеров удобнее всего разделить их на три основные группы: гидродинамические, геометрические и реологические.

Модели разных авторов внутри этих принятых групп имеют некоторые непринципиальные отличия.

Наиболее точно реальную физическую картину процесса экструзии отражают *реологические модели*. Реальное движение расплава полимера в зоне дозирования – это трехмерное неизотермическое течение аномально вязкой жидкости.

Характерной особенностью течения степенной жидкости в условиях сложного сдвига является более слабая зависимость максимального расхода продукта от аномалии вязкости.

. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА ПРЕССОВАНИЯ

Сыпучий продукт уплотняется вследствие относительного смещения составляющих его частиц, а также в результате остаточных (необратимых) и упругих (обратимых) деформаций. В процессе уплотнения непрерывно изменяются структурно-механические свойства сжимаемого тела (рис. 12.10).

В процессе прессования необходимо стремиться к увеличению показателя β и снижению ε . На показатели β и ε оказывают влияние как условия процесса, так и физико-химические свойства прессуемых продуктов.

Важным фактором, влияющим на протекание процесса прессования, является температура продукта, т. к. она определяет состояние влаги и прочность ее связи с продуктом. Повышение температуры способствует миграции влаги, пластифицирует продукт, снижая величину показателя упругого расширения брикета ε . С повышением влажности

увеличивается сцепление частиц, но избыток влаги препятствует их сближению.

Химический состав продуктов также влияет на прочность брикетов. Комбикорма, содержащие много клетчатки, образуют менее прочные брикеты или гранулы, требуют больших усилий для прессования. Более прочные гранулы образуют комбикорма с высоким содержанием белка и крахмала.

Основными критериями процесса прессования, кроме прочности готовых изделий, являются производительность прессовых установок и расход энергии.

. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ОБРАБОТКИ ПРОДУКТОВ ПРЕССОВАНИЕМ

В пищевой промышленности применяют прессы самых разнообразных конструкций, которые можно разделить на две большие группы: гидравлические и механические.

Гидравлический пресс. Его основной узел – 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

$$P = pF, \quad (12.34)$$

где p – давление в гидросистеме, Н/м²; F – площадь поршня, м².

Гидравлические прессы широко применяют для производства ликеров и эссенций, при переработке фруктов и овощей с целью получения соков (рис. 12.11).

Принцип их работы заключается в том, что 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 .

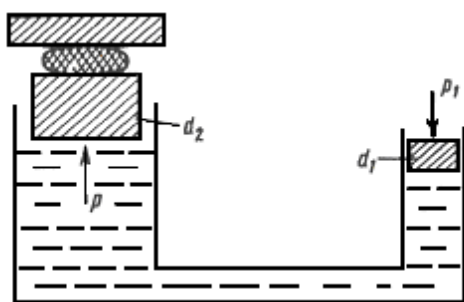


Рис. 12.11. Схема гидравлического пресса

Механические прессы.

Для обезвоживания жома в сахарной промышленности применяют наклонные, горизонтальные и вертикальные шнековые прессы с одно- и двусторонним отжатием.

Прессы двустороннего отжатия более

производительны и позволяют отжимать жом до более низкой конечной влажности.

В *наклонном шнековом прессе* (рис. 12.12) жом поступает в сепаратор, где из него частично удаляется вода, а затем в пресс, в котором отжимается ее основная часть. Часть отжатой воды проходит сквозь цилиндрическое сито 5 и удаляется через штуцер 9, другая – через сито 3 поступает 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. Их размер влияет на продолжительность пребывания жома в прессе и степень отжатия воды и регулируется приспособлением 6.

Горизонтальные и наклонные прессы имеют аналогичную конструкцию. Но в отличие от горизонтальных в наклонных прессах не происходит частичного смешения отжатого жома с удаляемой жидкостью.

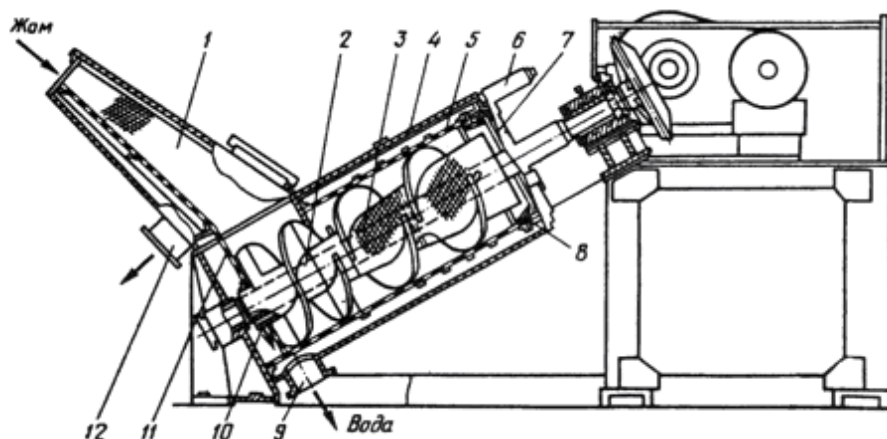


Рис. 12.12. Схема наклонного шнекового пресса:

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 фильтрации; 12 – штуцер для отвода воды

Дисковый пресс, используемый в производстве прессованного сахара-рафинада, состоит из следующих основных узлов: набивной коробки для приема рафинадной каши; диска с матрицами и пуансонами; упора для прессования брусков рафинада; механизмов для натирки стола, подачи сахара в матрицы, выталкивания отпрессованных брусков рафинада, подъема пуансонов и поворота диска; привода; станины (рис. 12.16). Во время одного оборота он делает четыре остановки, при которых последовательно совершаются 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 коробок из латуни, которые вставлены в отверстия диска.

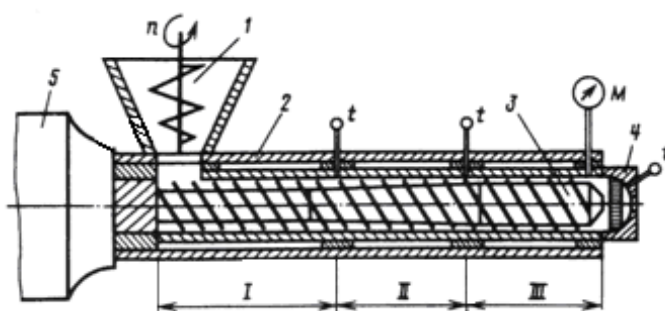


Рис. 12.23. Схема одношнекового экструдера:
1 – загрузочная воронка; 2 – корпус; 3 – шнек; 4 – фильера;
5 – привод; t – термопары; M – датчик давления

(100...400 кг/м³) применяют воронкообразные бункера с ворошителями, представляющими собой вертикальный вал с приваренными наклонными лопатками. Для подачи пастообразных, влажных и порошкообразных материалов, обладающих повышенной адгезией, применяют одночервячные и двухчервячные загрузочные устройства.

На схеме одношнекового экструдера (см. рис. 12.23) зона I



Рис. 12.24. Рабочая камера двухшнекового экструдера

мощности привода максимальную производительность или, наоборот, при заданной производительности – необходимую мощность. Эффективность экструдера вычисляют для

Конструкция загрузочных устройств экструдеров зависит от вида материала. Для загрузки сыпучей смеси с небольшой насыпной плотностью

Показатель работы экструдера – его эффективность, которая определяется отношением часовой производительности к единице потребляемой мощности. Зная ее, можно рассчитать при известной

каждого нового перерабатываемого материала. Сопоставление эффективности различных машин при производстве одного и того же продукта позволяет выбрать оптимальную конструкцию экструдера.

ЛЕКЦИЯ 10.

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ ПЛАН.

1. НЕОДНОРОДНЫЕ СИСТЕМЫ И МЕТОДЫ ИХ РАЗДЕЛЕНИЯ

2. КИНЕТИКА ОСАЖДЕНИЯ.

3.ОТСТОЙНИКИ.

4. ФИЛЬТРОВАНИЕ.

5.ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ.

Неоднородные, или гетерогенные системы, состоят из двух или нескольких фаз. Любая неоднородная бинарная система состоит из дисперсной (внутренней) фазы и дисперсионной среды (внешней) фазы, в которой распределены частицы дисперсной фазы. В зависимости от физического состояния фаз различают суспензии, эмульсии, пены, пыли, дымы и туманы.

Суспензии – неоднородные системы, состоящие из жидкости и взвешенных в ней твердых частиц. В зависимости от размеров твердых частиц суспензии условно подразделяют на грубые (с размером частиц более 100 мкм), тонкие (с размером частиц 0,5...100,0 мкм) и коллоидные растворы (с размером частиц менее 0,1...0,5 мкм).

Пыли – системы, состоящие из газа и распределенных в нем твердых частиц размерами 3...70 мкм, они образуются обычно при дроблении, смешивании и транспортировке твердых продуктов.

Дымы – системы, состоящие из газа и распределенных в нем твердых частиц размерами 0,3...3,0 мкм, они образуются

при горении.

Туманы – системы, состоящие из газа и распределенных в нем капель жидкости размерами 0,3...3,0 мкм, образовавшихся в процессах конденсации.

Пыли, дымы и туманы представляют собой *аэрозоли*.

Эмульсии – системы, состоящие из жидкости и распределенных в ней капель другой жидкости, не растворяющейся в первой. Размер частиц дисперсной фазы может колебаться в широких пределах. Под действием силы тяжести эмульсии расслаиваются, однако при незначительных размерах капель (менее 0,4...0,5 мкм) или при добавлении стабилизаторов эмульсии становятся устойчивыми и не расслаиваются в течение длительного времени.

Пены – системы, состоящие из жидкости и распределенных в ней пузырьков газа. Эти газо-жидкостные системы по своим свойствам близки к эмульсиям.

Для эмульсий и пен характерна возможность перехода дисперсной фазы в дисперсионную среду и наоборот, этот переход, возможный при определенном массовом соотношении фаз, называют *инверсией фаз*.

В пищевой технологии применяют следующие основные методы разделения: осаждение, фильтрование, центрифугирование и сепарирование. Выбор метода разделения обуславливается размерами взвешенных частиц, разностью плотностей дисперсной и дисперсионной фаз, а также вязкостью дисперсионной фазы.

Осаждение – процесс разделения неоднородных смесей на фракции, при котором взвешенные в жидкости или газе твердые или жидкие частицы отделяются от сплошной фазы под действием силы тяжести, центробежных сил или электростатических сил. Осаждение, происходящее под действием силы тяжести, называется *отстаиванием*.

Фильтрование – процесс разделения суспензий при помощи пористых, фильтрующих перегородок, способных пропускать жидкость или газ, но задерживать взвешенные в

среде твердые частицы (осадок).

Центрифугирование – процесс разделения неоднородных суспензий и эмульсий на фракции в поле центробежных сил. Различают отстойное и фильтрационное центрифугирование.

Отстойное центрифугирование используется для разделения плохо фильтрующихся суспензий с малой концентрацией, а также для классификации суспензий по крупности и удельному весу частиц.

Фильтрационное центрифугирование применяется для разделения суспензий, имеющих дисперсионную фазу кристаллической или зернистой структуры, а также для обезвоживания влажных материалов, поры которых целиком или **Сепарирование** – процесс разделения неоднородных жидких смесей на фракции частично заполнены жидкостью.

Мокрое разделение – процесс улавливания взвешенных в газе частиц какой-либо жидкостью. Оно происходит под действием сил тяжести или сил инерции и применяется для очистки газов и разделения суспензий.

Одной из характеристик процесса разделения в поле центробежных сил является фактор разделения Φ_p , который представляет собой отношение центробежной силы $F_{ц.б}$ к силе тяжести P :

$$\Phi_p = F_{ц.б} / P = \omega^2 R / g, \quad (6.1)$$

где ω – угловая скорость, рад/с; R – радиус, м; g – ускорение свободного падения, м/с².

. КИНЕТИКА ОСАЖДЕНИЯ

Дифференциальное уравнение осаждения частицы под действием силы тяжести. Проведение ряда процессов пищевой технологии (осаждение твердых частиц из суспензий и пылей под действием сил тяжести и центробежных сил, механическое перемешивание в жидких средах и др.) связано с движением твердых тел в жидкостях. При движении тела в жидкости

возникает сопротивление, которое зависит от режима движения и формы обтекаемого тела.

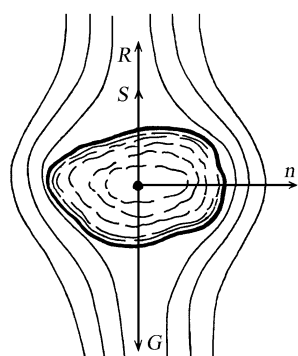


Рис. 6.1. Схема к выводу уравнения осаждения частицы под действием силы тяжести

В процессах осаждения взвешенная частица перемещается в жидкости под действием различных сил. Рассмотрим движение частицы произвольной формы под действием силы тяжести. Если плотность частицы ρ_m , а жидкости $\rho_{жс}$, то на частицу действуют сила тяжести G и подъемная (архимедова) сила S , направленная в сторону, обратную направлению силы тяжести (рис. 6.1):

$$G = c_1 l^3 \rho_m g, \quad (6.6)$$

$$S = c_1 l^3 \rho_{жс} g. \quad (6.7)$$

где l – наиболее характерный размер частицы, м; c_1 – коэффициент, зависящий только от формы частицы.

Под действием разности этих сил частица перемещается в жидкости, при этом на частицу со стороны жидкости действует сила трения, определяемая законом Ньютона, которая зависит от площади поверхности частицы $c_2 l^2$

$$R = c_2 l^2 \mu \frac{\partial v}{\partial n}, \quad (6.8)$$

где c_2 – коэффициент, учитывающий форму частицы; μ – коэффициент вязкости жидкости, Па·с; $\frac{\partial v}{\partial n}$ – изменение скорости движения жидкости в направлении, нормальном к поверхности частицы.

На основании второго закона механики для рассматриваемого случая равнодействующая сила равна

$$c_1 l^3 (\rho_m - \rho_{жс}) g - c_2 l^2 \mu \frac{\partial v}{\partial n} = c_1 l^3 \rho_m \frac{\partial v}{\partial \tau}. \quad (6.9)$$

Равенство (6.9) представляет собой **дифференциальное уравнение осаждения частицы под действием силы тяжести**. При его выводе не учитывались инерционные силы, что допустимо для установившегося ламинарного движения.

Уравнение (6.9) не может быть решено в общем виде, поэтому для определения скорости осаждения частиц под действием силы тяжести необходимо прибегнуть к теории подобия.

Число Рейнольдса Re характеризует в случае осаждения частицы гидродинамическое подобие при обтекании частицы жидкостью.

Установлены следующие режимы движения частицы в жидкости в процессе осаждения: ламинарный ($Re < 0,2$), переходный ($0,2 < Re < 500$) и турбулентный ($Re > 500$).

Для каждого режима движения найдены зависимости для ламинарного режима (при $Re < 1,85$ или $\psi Ar < 33$):

$$Re = \psi Ar / 18, \quad (6.16)$$

для переходного режима (при $1,85 < Re < 500$ или $33 < \psi Ar < 83000$):

$$Re = 0,152(\psi Ar)^{0,715}, \quad (6.17)$$

для турбулентного режима (при $Re > 500$ или $\psi Ar > 83000$):

$$Re = 1,74(\psi Ar)^{0,5}. \quad (6.18)$$

Зная область осаждения, можно по найденному с помощью уравнений (6.16) – (6.18) значению числа Рейнольдса рассчитать скорость осаждения частицы в жидкости под действием силы тяжести:

$$v_o = Re \mu / (l \rho). \quad (6.19)$$

При малых значениях Ar вторым слагаемым в знаменателе можно пренебречь, и уравнение (6.23) превращается в уравнение (6.16), соответствующее области действия закона Стокса; при больших же значениях Ar пренебречь можно уже первым слагаемым в знаменателе, и уравнение (6.23) превращается в уравнение (6.18), отвечающее турбулентной области.

Подстановка в уравнение (6.24) каждого из приведенных выше уравнений для ζ показывает, что при ламинарном режиме сила сопротивления пропорциональна скорости в

первой степени, т. е. $R \sim v$, при переходном режиме $R \sim v^{1,4}$, а при автомодельном режиме $R \sim v^2$.

Приведенный расчет скорости свободного осаждения v_0 относится к режиму, при котором осаждающиеся частицы практически не оказывают влияния на движение друг друга. В пищевой промышленности процессы осаждения очень часто проводятся в условиях, когда оседающие частицы могут влиять на движение друг друга. При значительной концентрации твердых частиц в жидкости происходит стесненное осаждение, скорость которого меньше, чем свободного, вследствие трения и соударений между частицами.

Рассмотрим процесс отстаивания неоднородной системы, при котором наблюдается постепенное увеличение концентрации частиц в аппарате по направлению сверху вниз (рис. 6.3).

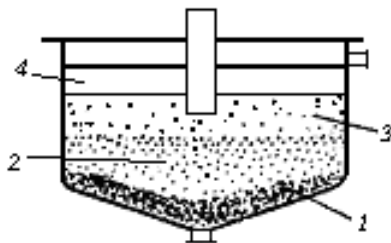


Рис. 6.3. Схема процесса отстаивания:
1 – слой осадка; 2 – зона сгущенной суспензии; 3 – зона свободного осаждения; 4 – осветленная жидкость

При этом в аппарате образуются четыре зоны: зона 1 – слой осадка; зона 2 – сгущенная суспензия; зона 3 – свободного осаждения; зона 4 – осветленная жидкость.

В зоне сгущенной суспензии происходит стесненное осаждение частиц,

сопровождающееся трением и взаимными столкновениями. При этом более мелкие частицы тормозят движение более крупных, а частицы больших размеров увлекают за собой мелкие частицы, ускоряя их движение. В результате наблюдается тенденция к сближению скоростей осаждения частиц различных размеров; возникает коллективное, или солидарное, осаждение частиц с близкими скоростями в каждом сечении аппарата.

Уменьшение скорости частиц по мере приближения к днищу аппарата объясняется тормозящим действием жидкости, вытесняемой осаждающимися частицами и движущейся в

обратном направлении.

При этом высота отдельных зон изменяется во времени до момента полного расслоения неоднородной системы на осадок и осветленную жидкость. Это является следствием изменения скорости отстаивания $v_{от}$ во времени τ (рис. 6.4).

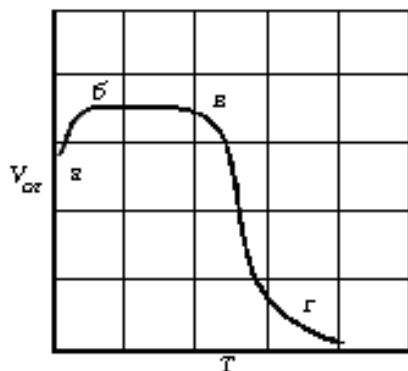


Рис. 6.4. Зависимость скорости отстаивания от времени

В начале отстаивания осаждаются преимущественно более крупные частицы, вызывающие наиболее интенсивное обратное движение жидкости. Однако по мере уменьшения концентрации этих частиц тормозящее влияние обратного тока жидкости ослабевает и скорость отстаивания возрастает (отрезок *аб* на рис. 6.4) до момента

установления динамического равновесия между действующей силой и силой сопротивления жидкости. В последующий период времени совместное осаждение частиц происходит с постоянной скоростью (отрезок *бв* на рис. 6.4). На завершающей стадии процесса происходит уплотнение осадка, т. е. частицы располагаются близко друг к другу и вытеснение жидкости становится затруднительным. При этом процесс отстаивания протекает с уменьшающейся скоростью (отрезок *вг* на рис. 6.4).

Скорость стесненного осаждения меньше скорости свободного осаждения. Это объясняется тем, что при стесненном осаждении частицы испытывают не только большее сопротивление жидкости, но и добавочное сопротивление, обусловленное трением и соударениями частиц.

Коагуляция частиц. Для ускорения отстаивания часто используют коагуляцию частиц дисперсной фазы. Коагуляция осуществляется путем добавления в неоднородную систему

веществ, разрушающих сольватированные оболочки и уменьшающих диффузионную часть двойного электрического слоя у поверхности взвешенных частиц. В результате этого между частицами возникают силы сцепления, приводящие к образованию агрегатов частиц, обладающих большей массой. Осаждение образующихся агрегатов происходит соответственно с большей скоростью, и процесс разделения существенно ускоряется.

ОТСТОЙНИКИ

Отстаивание проводят в аппаратах, называемых отстойниками или сгустителями. Различают аппараты периодического, непрерывного и полунепрерывного действия, причем непрерывно действующие отстойники, в свою очередь, делятся на одноярусные, двухъярусные и многоярусные.

Периодически действующие отстойники представляют собой низкие емкости без перемешивающих устройств. Такой отстойник заполняется суспензией, которая остается в состоянии покоя в течение определенного времени, необходимого для оседания твердых частиц на дно аппарата. После этого слой осветленной жидкости сливают через сифонную трубку, расположенную выше уровня осевшего осадка. Последний, обычно представляющий собой подвижную текучую густую жидкую массу, выгружают вручную через верх аппарата или удаляют через нижний спусковой кран.

Размеры и форма аппаратов периодического действия зависят от концентрации диспергированной фазы и размеров ее частиц. Чем крупнее частицы и чем больше их плотность, тем меньший диаметр имеет аппарат. Скорость отстаивания существенно зависит от температуры, с изменением которой изменяется вязкость жидкости, причем скорость осаждения обратно пропорциональна вязкости, а последняя уменьшается с увеличением температуры.

Для отстаивания небольших количеств жидкости применяют отстойники в виде цилиндрических вертикально установленных резервуаров с коническим дном, имеющим кран или люк для разгрузки осадка и несколько кранов для слива жидкости, установленных на корпусе на разной высоте.

Одноярусный отстойник непрерывного действия со скребковой мешалкой (рис. 6.5) представляет собой цилиндрический резервуар 1 с коническим дном и внутренним кольцевым желобом 2. В резервуаре установлена мешалка 3 с наклонными лопастями, на которых имеются скребки 4 для непрерывного перемещения осаждающегося материала к разгрузочному отверстию 7. Одновременно скребки слегка взбалтывают осадок, способствуя этим более эффективному его обезвоживанию.

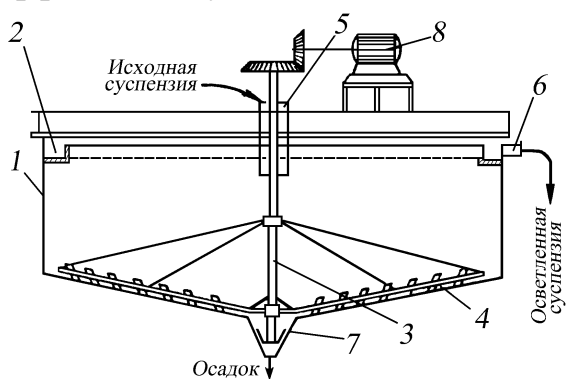


Рис. 6.5. Отстойник непрерывного действия со скребковой мешалкой: 1 – корпус; 2 – кольцевой желоб; 3 – мешалка; 4 – лопасти со скребками; 5 – труба для подачи исходной суспензии; 6 – штуцер для вывода осветленной жидкости; 7 – разгрузочное устройство для осадка; 8 – электродвигатель

Мешалка вращается медленно, чтобы не нарушать процесс осаждения. Исходная суспензия непрерывно подается через трубу 5 в середину резервуара. Осветленная жидкость переливается в кольцевой желоб 2 и удаляется через штуцер 6. Осадок удаляется из резервуара через разгрузочное отверстие 7. Вал мешалки приводится во вращение

от электродвигателя 8 через редуктор.

Одноярусные отстойники со скребковыми мешалками обладают следующими достоинствами: в них достигается равномерная плотность осадка, имеется возможность регулировать ее изменяя производительность, обеспечивается более эффективное обезвоживание осадка вследствие легкого

взбалтывания его мешалкой. Работа таких отстойников может быть полностью автоматизирована. К недостаткам этих аппаратов следует отнести их громоздкость.

В промышленности наибольшее распространение получили многоярусные отстойники непрерывного действия.

Необходимую поверхность осаждения F (м²) находим из выражения

$$F = G_{омс} / v_{см} \quad (6.36)$$

В инженерных расчетах поверхность отстойника, определенную по уравнению (6.38), увеличивают на 30...35 %, т. к. при выводе уравнения (6.36) допускалось, что в отстойнике отсутствуют застойные зоны и не происходит вихреобразования жидкости, вызванного неравномерностью осаждения частиц. Кроме того, по мере движения суспензии скорость отстаивания постепенно уменьшается в связи с увеличением содержания взвешенных частиц в ней.

ФИЛЬТРОВАНИЕ

Процесс фильтрации основан на задержании твердых взвешенных частиц фильтрующими перегородками, способными пропускать только жидкость и задерживать частицы твердой фазы. При прохождении суспензии через пористую перегородку за счет разности давлений до и после перегородки жидкая фаза проходит через поры перегородки и собирается в виде освобожденного от твердых примесей фильтрата, а твердые частицы задерживаются на поверхности фильтрующей перегородки, образуя слой осадка (рис. 6.7).

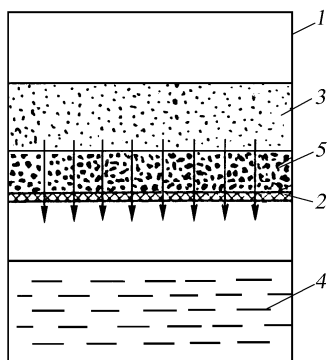


Рис. 6.7. Схема процесса фильтрации: 1 – фильтр;
2 – фильтрующая перегородка; 3 – суспензия;
4 – фильтрат; 5 – осадок

Движущей силой фильтрации является разность давлений на входе в

фильтр, состоящий из фильтрующей перегородки и слоя осадка, и на выходе из него. Разность давлений по обе стороны фильтровальной перегородки создают разными способами, в результате чего различают процесс фильтрации *при постоянной разности давлений* и процесс фильтрации *при постоянной скорости*.

Процесс фильтрации при постоянной разности давлений происходит, если пространство над суспензией сообщается с источником сжатого газа или пространство под фильтровальной перегородкой присоединяют к источнику вакуума так, что давление поддерживается постоянным. В этом случае скорость процесса фильтрации уменьшается в связи с увеличением сопротивления слоя осадка возрастающей толщины.

Процесс фильтрации при постоянной скорости осуществляется при подаче суспензии на фильтр поршневым насосом, производительность которого при данном числе оборотов электродвигателя постоянна. В этом случае разность давлений увеличивается за счет повышения сопротивления слоя осадка возрастающей толщины.

Различают также **процесс фильтрации при переменных разности давлений и скорости**, когда суспензию транспортируют на фильтр центробежным насосом, производительность которого при данном числе оборотов электродвигателя уменьшается при возрастании сопротивления осадка, что обуславливает повышение разности давлений.

В процессе фильтрации твердые частицы могут отлагаться на фильтровальной перегородке в виде осадка – этот процесс разделения суспензии называют **фильтрацией с образованием осадка**.

Процесс, когда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки и задерживаются там, не образуя осадка, называют **фильтрацией с закупориванием пор**.

Возможен также промежуточный вид фильтрации, когда твердые частицы проникают в поры фильтровальной

перегородки и образуют на ней слой осадка. Застраившие частицы будут уменьшать эффективное сечение поры, и вероятность задерживания в ней последующих твердых частиц увеличится. Возможен случай, когда отдельная частица полностью закупоривает пору и делает ее непроходимой для других частиц. Наконец, небольшая по сравнению с порами твердая частица может, несмотря на это, не войти в пору и остаться на поверхности фильтровальной перегородки.

Наиболее предпочтительно фильтрование с образованием осадка, когда не происходит закупоривание пор фильтровальной перегородки твердыми частицами с соответствующим увеличением ее сопротивления.

Нежелательно фильтрование с закупориванием пор фильтровальной перегородки, т. к. регенерация ее в данном случае сильно осложняется, а иногда становится невозможной вследствие трудности извлечения твердых частиц из пор.

Для уменьшения гидравлического сопротивления осадка необходимо периодически удалять его с фильтрующей перегородки. Характер и толщина слоя осадка, отлагающегося на поверхности фильтрующей перегородки, являются важными параметрами, определяющими эффективность фильтрации.

Осадки, получаемые на фильтровальной перегородке при разделении суспензий, подразделяют:

- на несжимаемые – получаемые из недеформируемых (кристаллических) частиц; в них пористость, т. е. отношение объема пор к объему осадка, не уменьшается при увеличении разности давлений. Скорость фильтрования суспензий, образующих несжимаемые осадки, растет с увеличением давления на жидкость, а при одном и том же давлении зависит только от толщины слоя осадка.

- сжимаемые – получаемые из деформируемых (аморфных) части, пористость сжимаемых осадков уменьшается, а их гидравлическое сопротивление потоку жидкой фазы возрастает с увеличением разности давлений.

С повышением давления осадок сжимается, поры его

уменьшаются и скорость фильтрации снижается. Следовательно, в этом случае скорость фильтрации растет непропорционально разности давлений, а имеет некоторое отставание. Более того, скорость фильтрации при некоторой разности давлений не только не увеличивается, а наоборот, уменьшается вследствие сжатия осадка.

Уравнения фильтрования. Ввиду небольшого размера пор в слое осадка и фильтровальной перегородке, а также малой скорости движения жидкой фазы в порах считают, что фильтрование протекает в ламинарной области. При таком условии скорость фильтрования в каждый данный момент прямо пропорциональна разности давлений, но обратно пропорциональна вязкости жидкости фазы и общему гидравлическому сопротивлению слоя осадка и фильтровальной перегородки.

В уравнении (6.37) разность давлений Δp представляет собой движущую силу, а общее сопротивление складывается из сопротивлений осадка (μR_{oc}) и фильтровальной перегородки ($\mu R_{\phi n}$). Сопротивление осадка R_{oc} тем больше, чем меньше пористость осадка и больше удельная поверхность составляющих его твердых частиц; на величину R_{oc} влияют также размер и форма частиц.

Сопротивление фильтровальной перегородки $R_{\phi n}$ можно считать величиной постоянной, пренебрегая ее увеличением вследствие закупоривания пор перегородки твердыми частицами.

Фильтровальные перегородки. Фильтровальная перегородка представляет собой основную часть фильтра. От правильного выбора ее зависят производительность фильтра и чистота получаемого фильтрата. Выбор перегородки основывается на сопоставлении свойств разделяемой суспензии и характеристик различных перегородок. Фильтровальная перегородка должна иметь минимальное гидравлическое сопротивление и обеспечивать хорошую задерживающую способность твердых частиц и получение

чистого фильтрата.

Фильтровальные перегородки классифицируются на следующие группы:

- по принципу действия различают поверхностные и глубинные фильтровальные перегородки;
- по материалам, из которых они изготовлены, — хлопчатобумажные, шерстяные, синтетические, стеклянные, керамические и металлические;
- по структуре фильтровальные перегородки подразделяются на гибкие и негибкие.

Поверхностные перегородки отличаются тем, что твердые частицы суспензии при ее разделении в основном задерживаются на их поверхности, не проникая в поры. **Глубинные перегородки**, которые используются преимущественно для осветления жидкостей, содержащих твердые частицы в небольшой концентрации, характеризуются тем, что частицы суспензии в процессе ее разделения проникают в их поры и задерживаются там.

Гибкие перегородки могут быть металлическими или неметаллическими, **негибкие перегородки** — жесткими, состоящими из связанных твердых частиц, или нежесткими, состоящими из несвязанных твердых частиц.

Гибкие металлические перегородки используются для работы с агрессивными жидкостями, при повышенной температуре и значительных механических напряжениях. Они изготавливаются в виде перфорированных листов, сеток и тканей из стали, алюминия, никеля, серебра и различных сплавов.

Гибкие неметаллические перегородки изготавливаются в виде тканей или слоев несвязанных волокон (нетканые перегородки), реже — в форме перфорированных листов. Используют асбестовые, стеклянные, хлопчатобумажные и шерстяные ткани, а также ткани из синтетических волокон.

Негибкие жесткие перегородки выполняют в виде дисков, плиток, патронов. Они состоят из частиц твердого материала

(металлические, керамические, стеклянные, угольные порошки, а также диатомит), жестко связанных между собой путем непосредственного спекания или спекания в присутствии связующего вещества так, что эти частицы образуют поры, проницаемые для жидкости.

Негибкие и нежесткие перегородки состоят из соприкасающихся жестко несвязанных твердых частиц, например каменного, древесного и животного углей, песка, некоторых неорганических солей.

Классификация фильтров. Фильтры классифицируются на фильтры периодического и непрерывного действия. На первых осуществляют любой режим фильтрования, на вторых практически – лишь режим фильтрования при постоянной разности давлений. Для проведения процессов фильтрования с закупориванием пор используют фильтры периодического действия.

По способу создания разности давлений фильтровальное оборудование может быть подразделено на фильтры, работающие под вакуумом, под давлением, и комбинированные фильтры.

По взаимному направлению силы тяжести и движения фильтрата фильтры могут быть с противоположными, совпадающими и перпендикулярными направлениями силы тяжести и движения фильтрата.

Фильтр-пресс с вертикальными рамами (плиточно-рамный фильтр-пресс), является фильтром периодического действия, работающим под давлением, в нем направления силы тяжести и движения фильтрата перпендикулярны. Фильтр-пресс (рис. 6.8) состоит из станины 1, на которой смонтированы задняя упорная плита 5, передняя нажимная плита 9 и плиты 6, 8, установленные на два горизонтальных стержня 7.

Насос 2, нагнетающий суспензию в канал 4, приводится в движение электродвигателем 3. Нажимная плита 9 перемещается винтом 10 при помощи маховика 11.

Уплотнение плит 8 производится винтом 10 с помощью рычага 12 или механическим приводом.

Собранные в пакет плиты с размещенными между ними фильтрующими пластинами плотно сжимаются. При этом фильтрующие пластины делят зазор между двумя плитами на две части, что достигается благодаря ребристой поверхности плит. Поэтому различают четные и нечетные отсеки. Если исходная суспензия поступает в четный отсек, осветленный сок будет выходить из нечетного отсека.

Каждая плита имеет по два фасонных прилива с отверстиями. Эти приливы расположены в двух углах четных плит с одной стороны, в нечетных плитах – с противоположной стороны. Таким образом, при сборе плит в пакет создаются два канала в четных и два канала в нечетных плитах, соединенных с полостями, образуемыми каждой парой плит с разделяющей их фильтрующей пластиной.

При работе фильтра фильтруемая суспензия нагнетается в

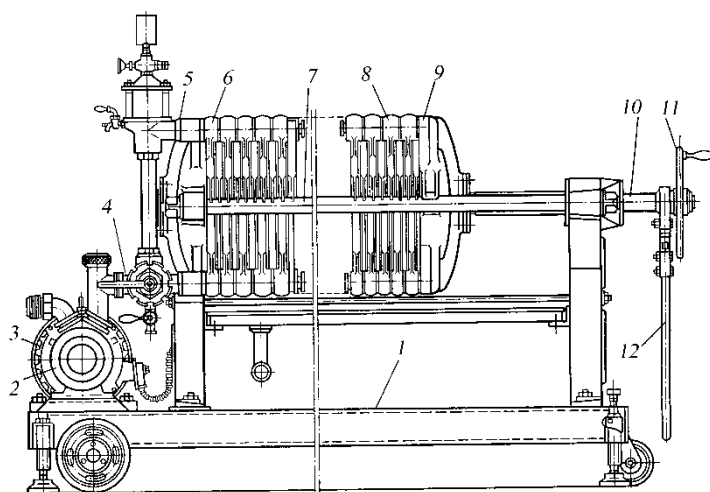


Рис. 6.8. Фильтр-пресс: 1 – станина; 2 – насос; 3 – электродвигатель; 4 – канал; 5 – упорная плита; 6, 8 – плиты; 7 – горизонтальный стержень; 9 – передняя нажимная плита; 10 – винт; 11 – маховик; 12 – рычаг

каналы четных плит, затем через отверстия в них поступает в отсеки для исходной суспензии и под давлением проходит через фильтрующие пластины (рис. 6.9), при этом частицы взвесей задерживаются, а осветленная жидкость попадает в отсеки, затем по

двум каналам нечетных пластин выходит из фильтра.

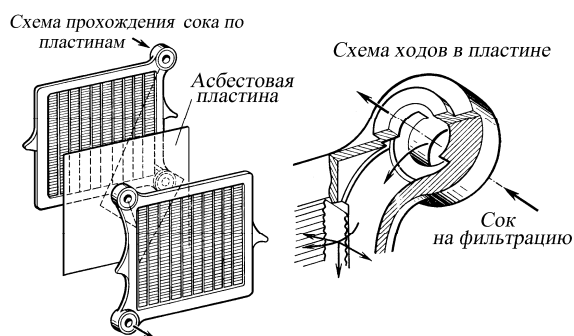


Рис. 6.9. Схема прохождения суспензии в фильтр-прессе

Фильтр-пресс используется в промышленности для разделения суспензий с небольшой концентрацией твердых частиц, когда трудоемкие операции разборки, разгрузки и сборки производятся

относительно редко.

К достоинствам фильтр-прессов относится большая поверхность фильтрования на единицу занимаемой ими площади помещения и отсутствие движущихся частей в процессе эксплуатации. К недостаткам относится необходимость в ручном обслуживании, несовершенная промывка осадка и быстрое изнашивание фильтровальной ткани.

Патронные фильтры причисляются к работающим под давлением аппаратам периодического действия, в которых направления силы тяжести и движения фильтрата перпендикулярны. Они применяются для контрольной фильтрации сока I сатурации, фильтрации сока II сатурации, фильтрации сиропа с клеровкой в сахарной промышленности.

Известны конструкции патронных фильтров с тканевой, проволочной опорной поверхностью фильтрующих элементов. Принцип действия патронных фильтров одинаков. Отличаются они друг от друга конструкцией фильтрующих патронов и установкой их в корпусе фильтра.

Патронный фильтр (рис. 6.10) состоит из цилиндрического корпуса 9, конического днища 15, выпуклой крышки 4, на которой установлены рымболты 3, и плиты 7, в которой закрепляются патроны 10 прижимами 22. В нижней части патроны устанавливаются в отверстия решетки 12.

Плита устанавливается при помощи уплотнений между фланцами цилиндрического корпуса и выпуклой крышки и образует две камеры фильтра. В нижнюю камеру 8 при помощи коллектора 17, присоединенного к патрубку 14, подводятся кизельгурная суспензия, фильтруемый продукт и промывная вода. Из камеры 6 через коллектор 21, присоединенный к патрубку 5, отводятся жидкая фаза кизельгурной суспензии, фильтрат и промой. Кроме того, для подвода воздуха в верхнюю камеру установлен вентиль 19, а в нижнюю – патрубок 2. Сброс воздуха из нижней камеры осуществляется через трубу 11. Для наблюдения за состоянием внутренней части нижней камеры установлены смотровые стекла 1. Удаление промытого осадка осуществляется через патрубок 16. Фильтр установлен на трубчатом каркасе 13. Для управления процессом фильтрации имеются задвижки с электродвигателями 18 и маховиками 20.

Полный цикл работы фильтров включает в себя следующие стадии: намыв кизельгура, возврат первых мутных порций фильтруемого продукта, фильтрация, вытеснение нефильтрованного продукта, промывка осадка и удаление осадка.

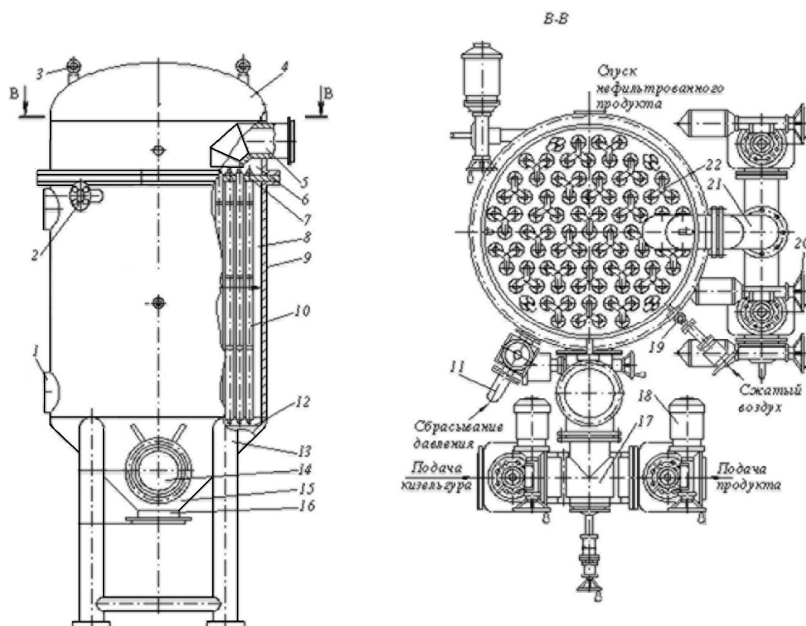


Рис. 6.10. Патронный фильтр: 1 – смотровое стекло; 2, 5, 14, 16 – патрубки; 3 – рымболт; 4 – крышка; 6, 8 – камеры; 7 – плита; 9 – корпус; 10 – патрон; 11 – труба; 12 – решетка; 13 – каркас; 15 – днище; 17 – коллектор; 18 – электродвигатель; 19 – вентиль; 20 – маховик; 21 – коллектор; 22 – прижим

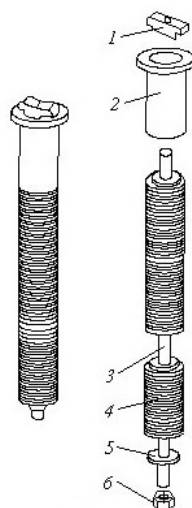


Рис. 6.11. Патрон с проволочной опорной поверхностью: 1 – планка; 2 – патрубок; 3 – стяжка; 4 – фильтрующий элемент; 5 – шайба; 6 – гайка

Фильтрующий патрон (рис. 6.11) состоит из трех фильтрующих элементов 4 и опорного патрубка 2, которые при помощи стяжки 3, шайбы 5, планки 1 и гаек 6 скрепляются жестко.

Для того чтобы патроны не отклонялись от вертикальной оси, нижняя часть стяжки каждого патрона устанавливается в отверстие проволочного каркаса, расположенного внизу цилиндрического корпуса фильтра.

В процессе разделения суспензии фильтрат последовательно проходит через слой уже образовавшегося осадка, стенки фильтрующих элементов, после чего по

вертикальному каналу уходит из патрона в коллектор и удаляется из фильтра.

Патроны с проволоочной опорной поверхностью просты по устройству, но имеют существенные недостатки. Так как щели, образованные смежными витками проволоки, вначале имеют расширение, а затем к центру проволок сужаются, то не исключена возможность застревания мелких частиц кизельгура и осадка в щелях. Это приводит к уменьшению живого сечения опорного слоя и скорости фильтрации.

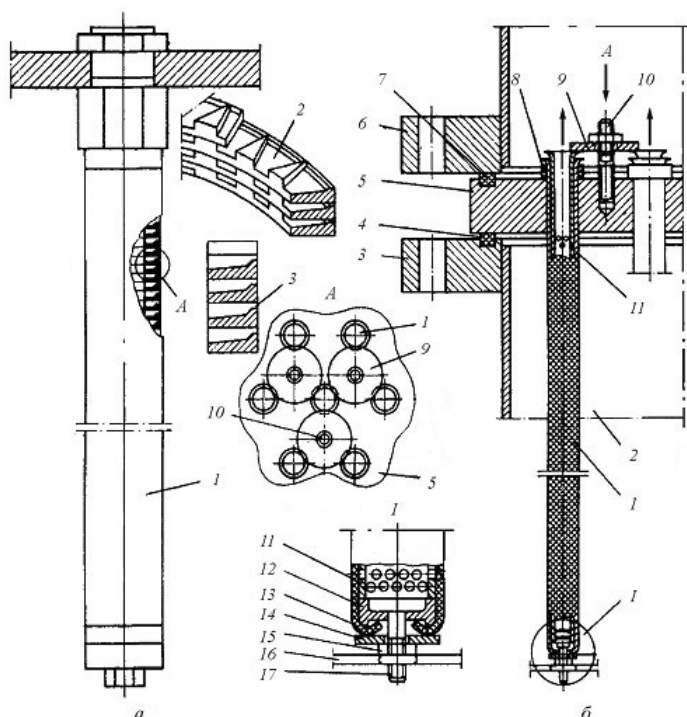


Рис. 6.12. Патроны фильтров: *а* – изготовленный из отдельных пластин; *б* – с тканевой опорной поверхностью: 1 – чулок; 2 – корпус; 3, 6 – фланцы; 4, 7 – прокладки; 5 – плита; 8 – кольцо; 9, 14 – шайба; 10 – шпилька; 11 – перфорированный корпус; 12 – донышко; 13 – загиб; 15 – гайка; 16 – решетка; 17 – хвостовик

Некоторые зарубежные фирмы выпускают фильтры, патроны которых набраны из отдельных штампованных пластин (рис. 6.12, *а*). При соединении пластин 2 получаются щели 3. Такие патроны называются саморегенерирующимися. Мелкие частицы осадка, попадая в суженную часть щели, имеющую

наклонную стенку, уносятся фильтратом. Такие патроны работают лучше патронов с проволоочной опорной поверхностью, но они сложны в изготовлении.

Для изготовления патрона могут быть использованы

различные пористые материалы (пористое стекло, керамика, спрессованный диатомит, уголь и т. п.). Применяются также патроны в виде перфорированного металлического цилиндра, обтянутого фильтровальной тканью.

Патронные фильтры имеют значительные недостатки: требуют постоянного давления в период нанесения вспомогательного фильтрующего слоя, применения сжатого воздуха для поддержания осадка в период спуска нефилтрованного сока перед промывкой осадка, подачи воздуха внутрь фильтрующих элементов при удалении осадка.

Дисковые фильтры являются фильтрами периодического действия, в которых фильтрация производится под давлением.

Дисковый фильтр состоит из нескольких вертикальных дисков, насаженных по центру на полый горизонтальный вращающийся вал на некотором расстоянии один от другого. Каждый диск имеет с обеих сторон рифленую поверхность и с обеих сторон покрыт фильтровальной тканью. Под дисками находится резервуар с разделяемой суспензией, в которую почти до половины погружены диски. При вращении дисков фильтрат под действием вакуума проходит через ткань и по желобкам на рифленой поверхности поступает в полость вала, на одном из концов которого имеется распределительное устройство. Осадок, образовавшийся на поверхности ткани, удаляется с нее при помощи ножей.

По сравнению с фильтр-прессами они имеют следующие преимущества: облегчают условия труда, сокращают затраты рабочей силы, уменьшают расход фильтровальной ткани и обеспечивают получение чистого фильтрата, не требующего контрольной фильтрации. .

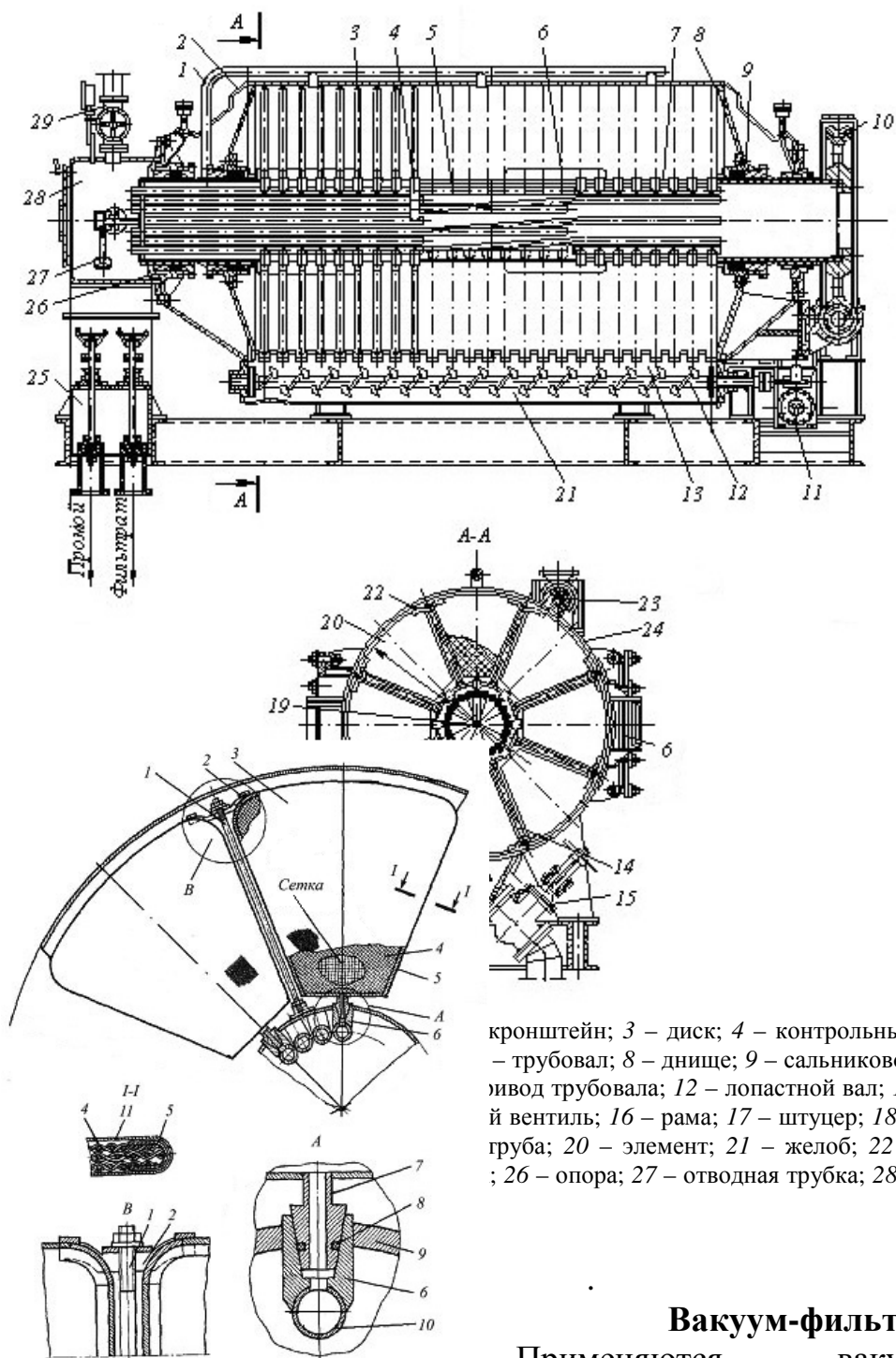


Рис. 6.14. Фильтрующий элемент дискового фильтра: 1 – шпилька; 2 – желобчатые накладки; 3 – фильтрующий элемент; 4 – сетка; 5 – каркас; 6 – втулка; 7 – штуцер; 8 – уплотнение; 9 – трубовал; 10 – коллекторная

Вакуум-фильтры.
Применяются вакуум-

фильтры камерного типа и бескамерные.

Камерный вакуум-фильтр представляет собой аппарат непрерывного действия, работающий под вакуумом и характеризующийся в основном противоположными направлениями силы тяжести и движения фильтрата (рис. 6.15).

Камерный вакуум-фильтр имеет горизонтальный цилиндрический перфорированный барабан 2, покрытый снаружи фильтровальной тканью. Барабан вращается вокруг своей оси и на 0,3...0,4 своей поверхности погружен в суспензию, находящуюся в резервуаре.

Поверхность барабана разделена перегородками 3 на отдельные секции, изолированные одна от другой. Секции при движении по окружности присоединяются в определенной последовательности к источникам вакуума и сжатого воздуха.

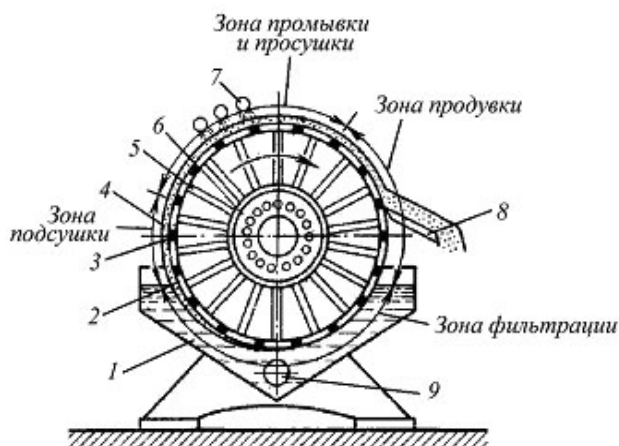


Рис. 6.15. Схема камерного вакуум-фильтра: 1 – корпус; 2 – барабан; 3 – перегородки; 4 – осадок; 5 – трубки; 6 – головка фильтра; 7 – форсунка; 8 – нож; 9 – мешалка

Каждая секция трубками 5 соединена с подвижной головкой 6 фильтра. Головка имеет отверстия, количество которых соответствует количеству секций барабана. Секции покрываются опорной поверхностью, на которую накладывается холст. При этом секция проходит

последовательно зоны фильтрации, первого обезвоживания (подсушки), промывки, второго обезвоживания (подсушки), удаления осадка и регенерации ткани.

В корпус 1 подается сгущенная суспензия, в которую погружен вращающийся барабан 2. В зоне фильтрации секция

соприкасается с суспензией, находящейся в резервуаре, и соединяется трубкой с подвижной головкой 6 фильтра, которая сообщается с источником вакуума. При этом фильтрат через трубку и полость уходит в сборник, а на поверхности ячейки образуется осадок.

Сверху над барабаном вакуум-фильтра расположены форсунки 7 для промывки осадка 4. Для удаления осадка из барабана вакуум-фильтра установлен нож 8. В корпусе фильтра имеется мешалка 9 для взбалтывания осадка.

Для отвода фильтрованного сока, промоя и подвода сжатого воздуха, для отдувки осадка от холста к подвижной головке прижимается неподвижная головка.

Бескамерный вакуум-фильтр по конструкции проще камерного фильтра, т. к. барабан его не имеет отдельных камер, отсутствуют также распределительные головки (рис. 6.16).

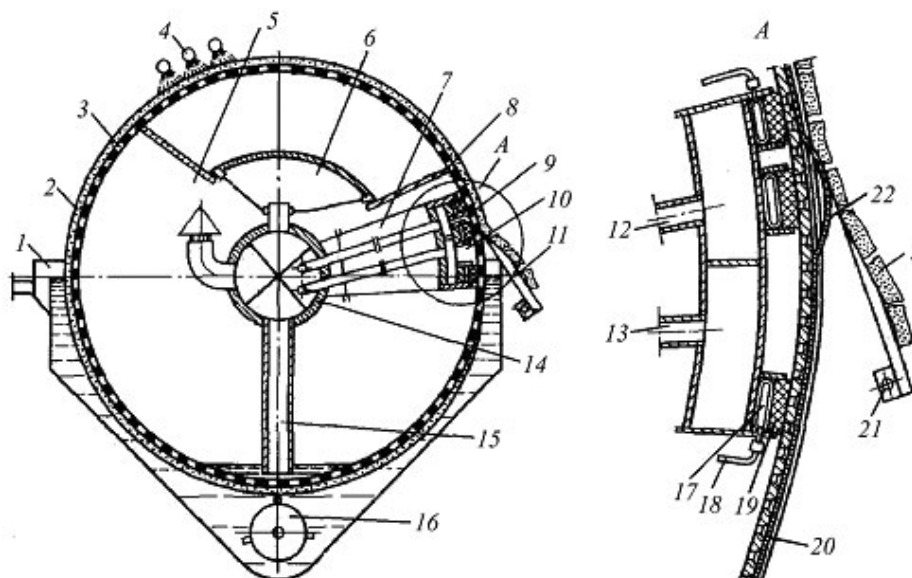


Рис. 6.16. Схема бескамерного вакуум-фильтра: 1 – корпус; 2 – осадок; 3 – барабан; 4 – форсунка; 5 – зона разрежения; 6 – сборник; 7 – зона давления; 8 – стенка; 9, 10 – щель; 11 – нож; 12, 13, 15 – трубы; 14 – полая ось; 16 – устройство для подачи сока; 17 – резиновая подушка; 18 – шланг; 19 – резиновое уплотнение; 20 – проволока; 21 – цапфа; 22 – ткань

Перфорированный барабан 3 фильтра закрыт боковыми крышками, и поверхность его при помощи резинового

уплотнения 19 делится на две зоны: зону 5, находящуюся под разрежением, и зону 7, в которой действует давление. В зоне разрежения происходят фильтрация суспензии, промывка и подсушивание осадка. Промой отводится из сборника, образованного стенками 8. В зоне давления осуществляются отдувка осадка при помощи воздуха, поступающего по трубе 12, и регенерация ткани при помощи пара или жидкости, поступающих по трубе 13.

Барабан фильтра устанавливается на неподвижной полый оси 14 при помощи подшипников в корпусе 1. Полая ось 14 соединена трубой 15 с нижней частью барабана фильтра, куда по устройству 16 подается сок. Для отвода продуктов фильтрации, а также подвода воздуха для отдувки осадка 2 и жидкости для регенерации ткани 22 полая ось делится на секции. В некоторых конструкциях фильтров для этой цели в полый ось устанавливаются специальные трубы. По верхней секции полый ось отводится промой, который собирается в сборнике 6. Левая секция соединена с вакуум-ресивером, через нижнюю секцию отводится отфильтрованный сок. Через правую секцию полый ось подводятся воздух для отдувки осадка и пар или жидкость для регенерации ткани.

Барабан обтягивается фильтровальной тканью, которая закрепляется проволокой 20. Вращение барабана осуществляется от привода через шестерню, прикрепленную к передней крышке барабана. Поверхность барабана фильтра погружена в суспензию на 50...60 %.

Осадок промывается при помощи форсунок 4, обдувается воздухом, поступающим через щель 9, и удаляется ножом 11, имеющим цапфу 21 для осуществления установки. Через щель 10 производится регенерация ткани паром или жидкостью.

Резиновые уплотнения прижимаются к внутренней поверхности барабана при помощи полых резиновых подушек 17, в которые подводится вода по гибким шлангам 18. Давление воды должно составлять 0,5...0,6 МПа.

Так как резиновые уплотнения все время прижимаются к

внутренней поверхности барабана и работают на истирание, то барабан внутри должен быть гладким. Практика эксплуатации вакуум-фильтров данного типа показывает, что уплотнения быстро изнашиваются. Применение ротационных уплотняющих устройств из синтетических материалов, видимо, может устранить этот недостаток.

Интенсификация работы фильтров. Повысить производительность фильтров можно за счет увеличения поверхности и скорости фильтрования.

Оптимизации процесса фильтрования можно добиться тремя способами:

- конструкционным – реализуется при реверсивном (при малой толщине осадка), динамическом (при непрерывном смывании осадка), неоднородном (при образовании осадка на цилиндрической поверхности с малым радиусом кривизны) и вибрационном фильтровании;

- технологическим – направлен на выбор оптимальной толщины осадка, разности давлений, концентрации суспензии;

- физико-химическим – сводится к таким воздействиям на суспензию, которые обуславливают значительное уменьшение удельного сопротивления осадка. Этого можно добиться путем выбора надлежащих условий образования суспензии (температура, концентрация и др.), что позволит увеличить размер твердых частиц, получить кристаллические частицы вместо аморфных.

ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ

Под **центрифугированием** понимают процесс разделения жидких неоднородных систем в поле центробежных сил с использованием сплошных или проницаемых для жидкости перегородок. Различают центробежное осаждение и центробежное фильтрование. В первом случае центрифугирование выполняют в роторах со сплошными стенками, во втором – с перфорированными. Суспензии можно

разделять как в сплошных роторах, так и в перфорированных, а эмульсии – только в роторах, имеющих сплошную стенку.

Для центрифугирования предназначены машины, называемые центрифугами и жидкостными центробежными сепараторами.

Разделение суспензий методом центробежного осаждения подразделяют на центробежное осветление, центробежное сгущение и осадительное центрифугирование.

Центробежное осветление – выделение твердой фазы из малоконцентрированных суспензий. Для этого процесса используют осветляющие шнековые центрифуги, трубчатые центрифуги и жидкостные сепараторы с тарельчатыми вставками.

Центробежное сгущение – процесс, при котором выделенные частицы дисперсной фазы концентрируются в относительно небольшом объеме дисперсионной среды. Для этой цели предназначены сепараторы-сгустители, из роторов которых непрерывно отводится осадок в виде концентрата.

Осадительное центрифугирование – разделение средне- и высококонцентрированных суспензий. Для проведения этого процесса используют обычно обезвоживающие и осадительные шнековые центрифуги, а также – центрифуги периодического действия с ручной или механизированной выгрузкой осадка.

Центробежное фильтрование – разделение суспензий центрифугированием в перфорированных роторах центрифуг периодического и непрерывного действия.

Классификация центрифуг и сепараторов. В силу сложившихся традиций центрифуги и сепараторы имеют самостоятельные системы классификации. Мы будем рассматривать только те типы машин, которые нашли применение в пищевой промышленности.

По характеру протекания процесса центрифуги делят на машины периодического и непрерывного действия.

По основному конструктивному признаку центрифуги подразделяют на центрифуги с горизонтальным

расположением вала (ротор может быть расположен между опорами или на консоли с одной стороны); вертикальным расположением вала; наклонным расположением вала; подвесные с верхним приводом и вертикальным расположением вала, подвешенным на верхней шарнирной упругой опоре; подвесные с вертикальным расположением вала, ротор в которых закреплен на нижнем конце вала; подвесные с нижним приводом (маятниковые на колонках) и вертикальным расположением вала; опоры вала помещены в общий жесткий корпус, подвешенный на колонках с упругими шарнирными опорами; ротор закреплен на верхнем конце вала.

По способу выгрузки осадка из ротора различают центрифуги с ручной, ножевой, шнековой, инерционной, механико-пневматической выгрузкой и пульсирующей выгрузкой осадка.

Ножевую выгрузку осадка с помощью ножа или скребка применяют в механизированных центрифугах периодического действия.

Комбинацию ножевой и пневматической выгрузки осадка называют механико-пневматической.

Выгрузку пульсирующим поршнем применяют только в фильтрующих центрифугах. Загрузка этих центрифуг непрерывная, а выгрузка осадка – цикличная, отдельными порциями при возвратно-поступательном движении поршня.

Шнековую выгрузку осадка обеспечивает разная частота вращения ротора и шнека, вращающихся в одну и ту же сторону. Вследствие этого шнек транспортирует осадок вдоль ротора к выгрузочным окнам. Этот способ выгрузки использован в осадительных и в фильтрующих центрифугах непрерывного действия.

Инерционная выгрузка осадка встречается только в фильтрующих центрифугах. Перемещение осадка вдоль ротора к разгрузочной кромке происходит под действием составляющей центробежной силы инерции.

В зависимости от величины фактора разделения K_p

центрифуги делятся на нормальные ($K_p < 3500$) и сверхцентрифуги ($K_p > 3500$).

Нормальные центрифуги могут быть осадительными (отстойными) и фильтрующими. Сверхцентрифуги являются отстойными и подразделяются на трубчатые центрифуги, используемые для разделения тонкодисперсных суспензий, и жидкостные сепараторы, предназначенные для разделения эмульсий (молока, соков и т. п.).

По расположению оси вращения различают вертикальные, наклонные и горизонтальные центрифуги. Вал ротора вертикальной центрифуги имеет опору внизу или подвешивается сверху.

Центрифуга представляет собой вертикальный или горизонтальный цилиндрический ротор со сплошными или перфорированными боковыми стенками. Ротор приводится во вращение электродвигателем и помещается в соосный цилиндрический неподвижный кожух, закрываемый съемной крышкой. На внутренней поверхности ротора с перфорированными стенками находится фильтровальная ткань или тонкая металлическая сетка. В фильтрующей центрифуге разделяемая суспензия отбрасывается под действием центробежных сил к стенкам ротора и фазы разделяются. Жидкая фаза проходит сквозь фильтровальную перегородку в кожух и отводится из него, а твердая фаза в виде осадка задерживается на внутренней стороне этой перегородки, а

затем удаляется из ротора. В фильтрующих центрифугах с проницаемыми стенками для разделения суспензий вместо разности давлений используется центробежная сила.

В отстойной центрифуге разделяемая

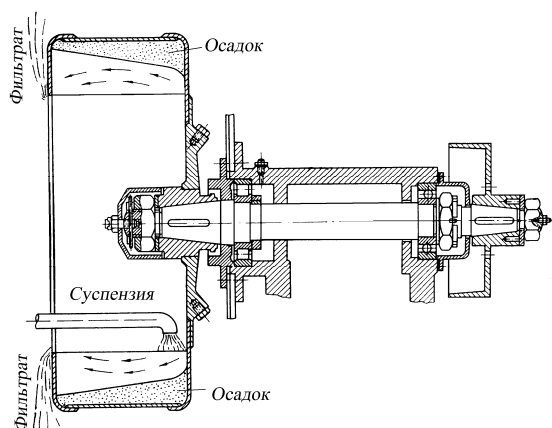


Рис. 6.17. Схема отстойной центрифуги с непрерывным подводом суспензии и отводом фильтрата

суспензия или эмульсия отбрасывается центробежной силой к стенкам ротора, причем фаза с большей плотностью располагается ближе к стенкам ротора, а фаза с меньшей плотностью размещается ближе к его оси; осадок образует слой у стенок ротора, а фугат переливается через верхний край ротора (рис. 6.17). В отстойных центрифугах со сплошными стенками для разделения эмульсий и суспензий действие силы тяжести заменяется действием центробежной силы.

Разделение эмульсий в отстойных центрифугах обычно называют сепарацией (например, отделение сливок от молока), а устройства, в которых осуществляется этот процесс, – сепараторами.

При разделении суспензий в отстойных центрифугах различают процессы центробежного осветления и центробежного отстаивания. При осветлении из жидкости удаляются твердые примеси, содержащиеся в ней в незначительном количестве, например осветление соков, пива. При отстаивании разделяется суспензия, в большом количестве содержащая твердую фазу, в частности кристаллы сахара в утфеле.

Процессы в отстойных центрифугах. Разделение суспензий в отстойных центрифугах складывается из стадий осаждения твердых частиц на стенках ротора и уплотнения образовавшегося осадка.

Разделяющая способность отстойных центрифуг характеризуется индексом производительности Σ

$$\Sigma = F K_p, \quad (6.57)$$

где F – площади цилиндрической поверхности осаждения в роторе, м^2 ; K_p – фактор разделения.

Индекс производительности Σ отражает влияние всех конструктивных особенностей осадительной центрифуги, определяющих ее разделительную способность.

Уравнение (6. 57) применимо для ламинарного режима осаждения твердых частиц суспензии. В условиях переходного и турбулентного режимов индекс производительности

выражается следующим образом:

в переходном режиме

$$\Sigma = FK_p^{0,715}, \quad (6.58)$$

в турбулентном режиме

$$\Sigma = FK_p^{0,5}. \quad (6.59)$$

Разделение суспензий в фильтрующих центрифугах складывается из стадий образования, уплотнения, механической сушки осадка, также иногда используется промывка осадка.

Подвесные центрифуги с верхним приводом и нижней выгрузкой осадка применяют

преимущественно в сахарной промышленности. Они относятся к числу нормальных отстойных или фильтрующих центрифуг периодического действия с вертикальным ротором и устройством для выгрузки осадка вручную.

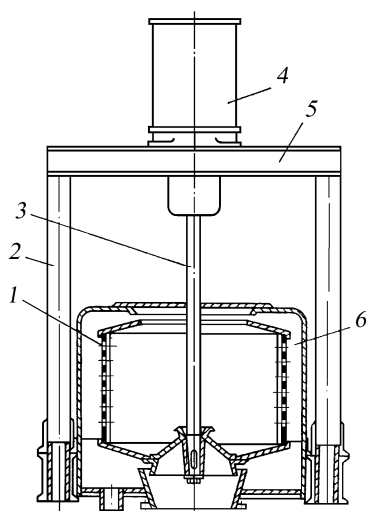


Рис. 6.18. Схема немеханизированных подвесных центрифуг: 1 – ротор; 2 – стойки; 3 – вал; 4 – привод; 5 – опора привода; 6 – кожух

На рис. 6.18 показана подвесная отстойная центрифуга с нижней выгрузкой осадка. Общий конструктивный признак подвесных центрифуг – вертикальное расположение оси перфорированного ротора 1 и вала 3. Верхний конец вала подвешен к опоре 5, расположенной значительно выше центра масс

вращающейся системы. Он приводится во вращение от электродвигателя 4, соединенного с валом центрифуги при помощи упругой муфты. Опора – головка привода центрифуги – представляет собой систему подшипников качения, размещенных в стакане, свободно опирающемся своей сферической поверхностью на корпус головки привода. Отклонения вала ограничиваются резиновым амортизатором, в

результате чего уменьшается динамическая нагрузка на подшипники при возникновении дисбаланса.

Такое расположение опоры и шарнирная конструкция с резиновым амортизатором обеспечивают самоцентрирование вращающейся системы и ее устойчивость при работе. Центрифуга снабжена механическим ленточным тормозом, расположенным в корпусе головки привода и стойками 2. Ротор центрифуги закрыт кожухом 6, состоящим из двух частей – верхней и нижней. Исходная суспензия подается по трубопроводу в ротор 1 со сплошными стенками, укрепленный на нижнем конце вала 3. Твердая фаза суспензии, поскольку ее плотность больше плотности жидкой фазы, отбрасывается под действием центробежной силы к стенкам ротора и осаждается на них.

Жидкая фаза располагается в виде кольцевого слоя ближе к оси ротора и по мере разделения вновь поступающих порций суспензии переливается через верхний край ротора в пространство между ним и неподвижным кожухом 6. Кожух является сборником отфильтрованной жидкости, которая отводится через штуцер в днище нижней части кожуха. К штуцеру присоединен сегрегатор, служащий для раздельного отвода из кожуха фильтрата и промывного фильтрата. Жидкость удаляется из центрифуги через штуцер.

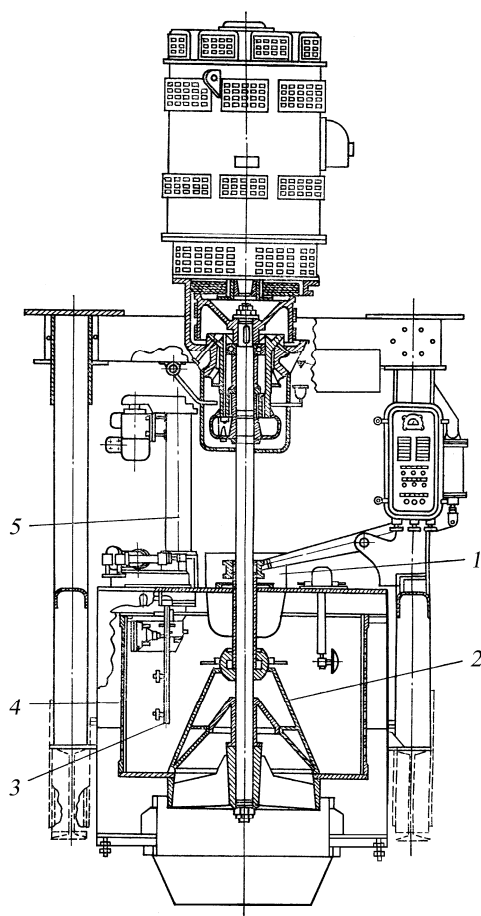


Рис. 6.19. Механизированная подвесная центрифуга: 1 – загрузочный лоток; 2 – запорный конус; 3 – труба промывки; 4 – ротор; 5 – механизм среза осадка

При работе фильтрующих центрифуг суспензию подают сверху при пониженной скорости вращения ротора. Затем скорость ротора доводят до максимальной, при которой осадок отжимают, промывают и повторно отжимают. В осадительных центрифугах суспензию подают при рабочей скорости вращения ротора. Подвесные центрифуги изготавливают с ручной и механизированной выгрузкой осадка. В механизированных центрифугах осадок выгружается на пониженной скорости ротора, у центрифуг с ручной разгрузкой – при остановленном роторе.

Механизированная центрифуга (рис. 6.19) состоит из ротора 4, подвешенного на валу к верхней опоре, электродвигателя, механизма среза 5, устройства для промывки 3, подвесной головки, распределительного диска, кожуха, станины, трубы для подвода воды и пневмоцилиндра заслонки лотка.

Работает центрифуга следующим образом. При достижении рабочей частоты вращения ротора открывается шиберная заслонка и исходный продукт (утфель) по лотку 1 поступает в ротор 4 центрифуги. После загрузки ротора до заданного объема датчик загрузки продукта дает команду на закрытие шиберной заслонки. Затем электродвигатель набирает максимальную частоту вращения, при которой происходит процесс центрифугирования.

После завершения процесса центрифуга начинает тормозиться, электродвигатель выключается, а затем переключается на обратное вращение ротора.

Затем поднимается запорный конус 2 и к слою осадка подводится нож. По окончании выгрузки механизм среза занимает первоначальное положение, запорный конус опускается, сита промываются водой и начинается следующий цикл работы.

В подвесных саморазгружающихся центрифугах нижняя часть ротора имеет коническую форму, причем угол наклона ее стенок больше угла естественного откоса получаемого осадка.

При таком устройстве ротора осадок сползает с его стенок при остановке центрифуги.

К отстойным центрифугам относится *центрифуга со шнековой выгрузкой осадка (рис. 6.20).*

Центрифуга состоит из ротора 5, редуктора 1, шнека 6, привода, опор 2 и 10 и защитного кожуха 7. Ротор вращается от электродвигателя через центробежную муфту и

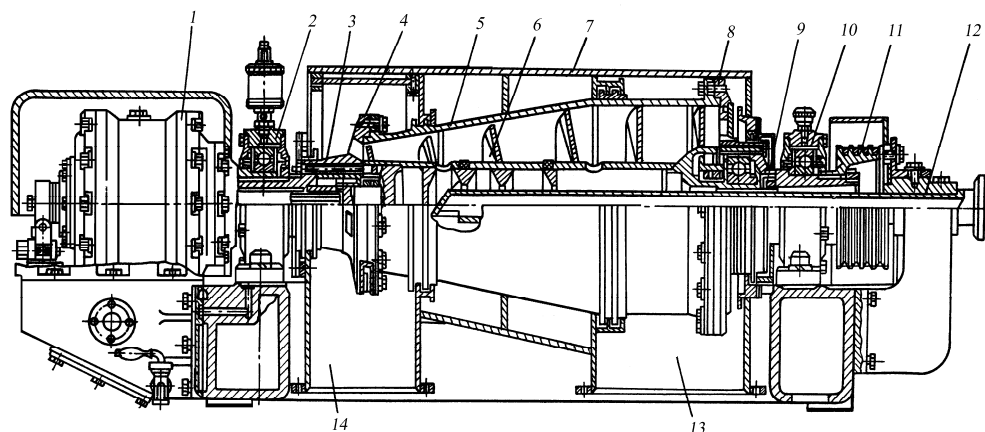


Рис. 6.20. Центрифуга непрерывного действия: 1 – редуктор; 2, 10 – подшипниковая опора; 3, 9 – фланцы; 4, 8 – болты; 5 – ротор; 6 – шнек; 7 – защитный кожух; 11 – шкив; 12 – питающая трубка; 13 – приемник фугата; 14 – приемник осадка

клиноременную передачу, вращение шнека относительно ротора осуществляется через планетарно-дифференциальный редуктор, кинематически связанный со шнеком.

Кожух 7, закрывающий ротор, в то же время является приемником твердого осадка и жидкой фракции, полученных в результате центрифугирования. Конструктивная особенность такой центрифуги – горизонтальное расположение оси цилиндриконического ротора 5 и соосное расположение внутри него шнека 6. Ротор и шнек вращаются в одном направлении, но с различной частотой, в результате шнек перемещает образовавшийся осадок вдоль ротора к выгрузочным окнам в узкой части ротора.

Ротор 5 центрифуги, расположенный на двух опорах 2 и 10 приводится во вращение от электродвигателя через

клиноременную передачу. Привод шнека осуществляется от ротора центрифуги через специальный редуктор 1. Ротор закрыт кожухом 7 с перегородками, отделяющими приемник осадка 14 от приемника фугата 13.

При работе центрифуги суспензия по питающей трубе 12 подается во внутреннюю полость шнека, откуда через окна поступает в ротор. Через окна корпуса шнека продукт отбрасывается на рабочую поверхность ротора. При перемещении продукта в роторе (вдоль оси) происходит разделение его на фракции. Твердый осадок непрерывно передвигается шнеком к узкому концу ротора, выводится из зоны жидкости, обезвоживается и выбрасывается через разгрузочные окна и днище ротора в приемник 14.

Жидкая фракция непрерывно вытекает из сливных окон в приемник 13. Технологический режим в этих центрифугах можно регулировать изменением скоростей подачи суспензии, частоты вращения ротора, величины диаметра сливных окон и положения питающей трубы.

В противоточных центрифугах суспензия, поступающая в ротор на границе цилиндрической и конической обечаек, течет к сливным окнам, расположенным у широкого края ротора, а осевшие частицы передвигаются шнеком в противоположном направлении. При этом суспензия попадает в зону, где осадок уже сформировался, размывает его и уносит с собой часть твердой фазы. В прямоточных центрифугах суспензия поступает в ротор у его широкого края, где еще нет осадка. Вдоль ротора суспензия течет в том же направлении, куда движется осадок. В зоне перехода цилиндра ротора в конус осветленная жидкость через окна в барабане шнека попадает во внутреннюю его полость и далее через сливные отверстия выбрасывается в кожух.

В зависимости от назначения осадительные центрифуги подразделяют на три группы: осветляющие, универсальные и обезвоживающие.

Осветляющие центрифуги предназначены для очистки малоконцентрированных суспензий с высокодисперсной твердой фазой. Эти машины характеризуются высоким фактором разделения (более 2 500), а также высокой производительностью по суспензии и получением чистого фугата.

Универсальные осадительные центрифуги предназначены для разделения суспензий малой и средней концентрации с частицами твердой фазы более 10 мкм. При работе этих центрифуг получается сравнительно чистый фугат и осадок с небольшой влажностью. Фактор разделения 2 500...3 500, отношение длины ротора к диаметру свыше 2 до 3.

Обезвоживающие осадительные центрифуги предназначены для разделения суспензий средней и высокой концентрации с твердой фазой, в которой практически отсутствуют частицы менее 25 мкм. Эти машины имеют высокую производительность по осадку со сравнительно низкой влажностью. У обезвоживающих центрифуг фактор разделения обычно не более 2 500, а отношение длины ротора к диаметру – до 2,0. Промывка осадка встречается практически только у обезвоживающих центрифуг.

Осветляющие центрифуги изготавливают по трем конструктивным схемам: горизонтальные противоточные, вертикальные противоточные и горизонтальные прямоточные. Роторы имеют только цилиндроконическую форму. Противоточные центрифуги изготавливают как в горизонтальном, так и в вертикальном исполнении, прямоточные центрифуги – только в горизонтальном.

Использование центрифуг с большой длиной ротора для разделения суспензий средней концентрации имеет положительные и отрицательные стороны. Положительной является возможность достижения в одном агрегате удовлетворительного обезвоживания осадка и хорошего осветления фугата. Отрицательная сторона – в повышенном расходе энергии на транспортирование осадка вдоль ротора.

Недостатком осветляющих противоточных центрифуг является взмучивание транспортируемого шнеком осадка вводимой в ротор центрифуги суспензией, что ухудшает качество разделения и повышает содержание в фугате твердой фазы.

Прямоточные осадительные центрифуги изготавливаются по трем конструктивным схемам: горизонтальные, вертикальные противоточные и горизонтальные прямоточные. Роторы имеют только цилиндроконическую форму (рис. 6.22). В этих центрифугах для разделения аморфных и гелеобразных суспензий роторы изготавливают с двойной конусностью. За цилиндрическим участком ротора расположены два конуса с углами наклона, образующими к оси соответственно 11° и 3° . При настройке центрифуги уровень суспензии располагают на стыке конических участков. В этом случае зоной отжима является конический участок малой конусности.

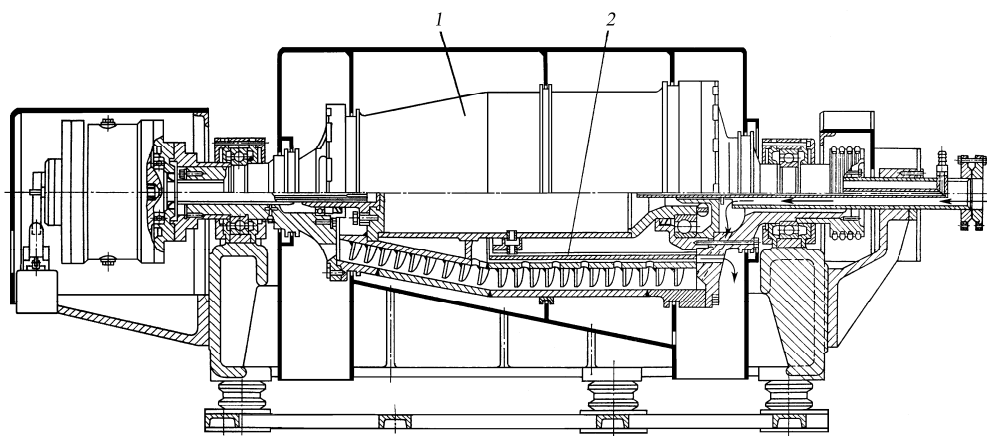


Рис. 6.22. Прямоточная осадительная центрифуга: 1 – ротор; 2 – сливной цилиндр

Использование прямоточного принципа разделения позволяет повысить производительность машины при тех же габаритах в результате интенсификации процесса центрифугирования. Транспортирование частиц твердой фазы

вдоль всей длины ротора способствует получению более плотного и менее влажного осадка. К недостаткам прямоточных центрифуг можно отнести увеличение крутящего момента на шнеке вследствие транспортирования осадка почти по всей длине ротора.

Осадительные центрифуги с гидроциклонной выгрузкой осадка обеспечивают высокую производительность, однако работают недостаточно надежно в условиях разделения абразивных суспензий (рис. 6.23).

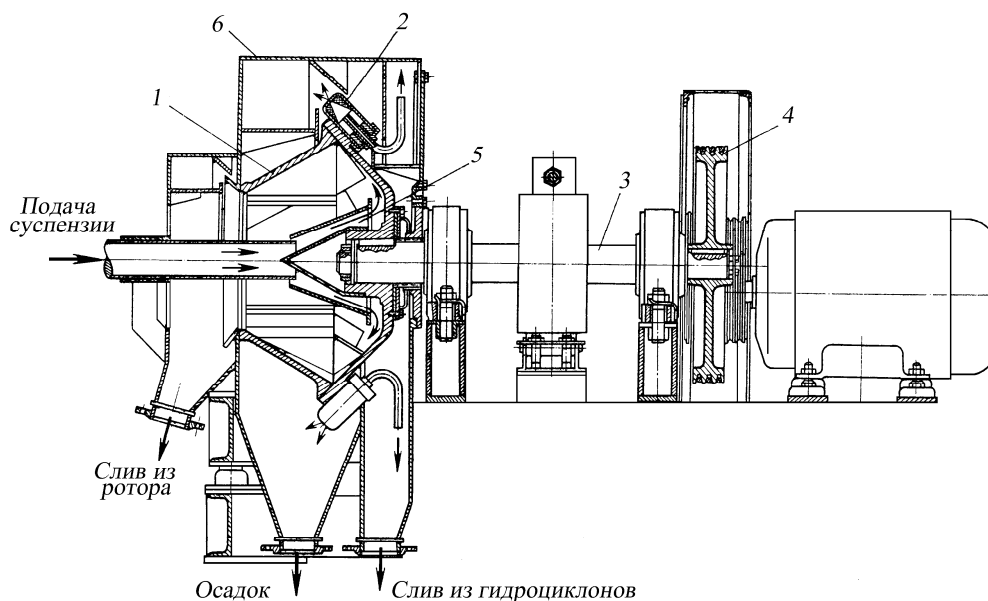


Рис. 6.23. Центрифуга с разгрузкой осадка через гидроциклоны: 1 – ротор; 2 – гидроциклон; 3 – вал; 4 – передача; 5 – загрузочное устройство; 6 – кожух

Ротор 1 консольно укреплен на валу 3, приводимом во вращение электродвигателем через передачу 4. Он имеет форму двух усеченных конусов, соединенных большими основаниями. Ротор разделен на ряд карманов пирамидальной формы, заканчивающихся разгрузочными отверстиями, которые одновременно являются питающими отверстиями гидроциклонов. Последние жестко укреплены на периферии ротора у каждого кармана. Суспензия насосом подается в загрузочное устройство 5, где ей сообщается скорость

вращения, близкая скорости вращения ротора. Заполнив ротор и гидроциклоны, суспензия переливается через разгрузочный край ротора. Наиболее крупные частицы под действием поля центробежных сил осаждаются на стенки карманов ротора, а затем скользят к разгрузочным отверстиям и попадают в гидроциклоны. Здесь грубодисперсная твердая фаза еще раз подвергается разделению на две фракции. Более мелкие частицы, которые не успевают осесть в гидроциклонах, уходят в слив гидроциклонов, а более крупные выгружаются из гидроциклонов через отверстия для выпуска шлама. Все три продукта разделения собираются в соответствующем отсеке кожуха 6.

Особенностью центрифуг с гидроциклонной выгрузкой является то, что они обеспечивают дополнительное разделение. Хотя диаметр шламовых отверстий гидроциклонов составляет 2,0...4,0 мм, они не забиваются классифицируемым материалом благодаря вращению жидкости в гидроциклонах.

СЕПАРИРОВАНИЕ

Сепараторы широко используют в самых разных отраслях пищевой промышленности: в молочной – очистка и нормализация молока, получение сливок, гомогенизация молока, бактериофугирование; в мясной – сепарирование крови, очистка и регенерация жиров, очистка и обезжиривание бульонов, получение эндокринных и ферментных препаратов; в крахмало-паточной – выделение крахмалов; в дрожжевой – выделение пекарских и кормовых дрожжей; в спиртовой – осветление бард.; выделение бактериальной массы из барды; в винодельческой – осветление сусла, виноматериалов, вин; в пивобезалкогольной – осветление пивного сусла, пива; в консервной – очистка соков и сиропов, разделение томатной пульпы; в маслосеивной – очистка различных масел; отделение свободных жирных кислот; в сахарной – осветление соков на разных этапах производства сахара; в кондитерской – очистка масел, сахарных глазурей и сиропов и т. д.

Классификация жидкостных сепараторов. Сепараторы классифицируются:

- *по технологическому назначению* на три основных класса: **сепараторы-разделители**, применяемые для разделения смеси жидкостей, не растворимых одна в другой, и для концентрирования суспензий и эмульсий; **сепараторы-осветлители**, предназначенные для выделения твердых частиц из жидкости; **комбинированные сепараторы**, служащие для выполнения двух или более операций переработки жидкой смеси;

- *конструкции барабана (ротора)* на тарельчатые и камерные;

- *способу выгрузки осадка (шлама)* на сепараторы с ручной выгрузкой осадка и саморазгружающиеся сепараторы;

- *принципу и характеру выгрузки осадка* на сепараторы с периодической, непрерывной и пульсирующей выгрузкой осадка;

- *конструкции устройств для выгрузки осадка* на сопловые, клапанные, а также с верхним, нижним и радиальным перемещением подвижного затворного элемента (в сепараторах с пульсирующей выгрузкой осадка);

- *способу подвода исходной гетерогенной системы и отвода продуктов сепарирования* на открытые, полужакрытые и герметичные.

Комбинированные сепараторы – это сепараторы, в которых процесс разделения совмещается с каким-либо другим процессом (например, сепараторы-экстракторы для проведения экстракции, сепараторы-реакторы для проведения химических реакций).

Сепараторы, предназначенные для гомогенизации дисперсной фазы эмульсий и их очистки от примесей, называются **кларификсаторами**.

Сепараторы для удаления из системы микроорганизмов, скапливаемых в шламовом пространстве вместе с другими механическими примесями, называются **бактофугами**.

Ротор тарельчатых сепараторов укомплектован пакетом конических тарелок, которые делят поток жидкости на параллельные тонкие слои.

Ротор камерных сепараторов имеет реберную вставку при одной камере или комплект концентрических цилиндрических вставок, разделяющих его объем на кольцевые камеры, по которым обрабатываемая жидкость протекает последовательно.

Тарельчатые сепараторы подразделяются на два основных типа. Первый тип сепараторов имеет тарелки, обеспечивающие подачу жидкости в межтарелочные пространства через отверстия, имеющиеся в самих тарелках. Такие сепараторы очень часто называют сепараторами с центральной подачей жидкости на тарелки. К этому типу относятся и сепараторы, в которых жидкость на вершину тарелок поступает из прорезей в тарелкодержателях. Второй тип сепараторов характеризуется тем, что жидкость в межтарелочные пространства поступает с периферии и движется к центру барабана. Тарелки в этих сепараторах в большинстве своем отверстий не имеют.

В *герметических* сепараторах подача в ротор исходной жидкости и отвод жидких фракций происходят под давлением по закрытым трубопроводам, герметически соединенным с выпускными патрубками. Процесс сепарирования изолирован от доступа воздуха. Роторы герметических сепараторов отличаются от роторов открытых и полужакрытых сепараторов конструкцией подводящих и отводящих устройств.

Тарельчатые сепараторы подразделяются на два типа: с центральной и периферийной подачей жидкости в межтарелочные пространства. Сепараторы с периферийной подачей жидкости применяются, главным образом, для осветления (очистки) гетерогенных систем.

В сепараторах с центральной подачей жидкости основной поток в межтарелочном пространстве – расширяющийся, в сепараторах с периферийной подачей – сужающийся. Однако в силу встречного движения легкой и тяжелой фракций в

межтарелочных пространствах сепараторов любого типа могут иметь место как сужающиеся, так и расширяющиеся потоки.

Саморазгружающиеся сепараторы разделяются на три основные группы: с непрерывным, пульсирующим и непрерывно-циклическим отводом осадка.

В сепараторах с непрерывным отводом осадок удаляется вместе с частью жидкой фазы через сопла в виде концентрированной тяжелой фракции. В зависимости от конструктивных особенностей отводящих узлов тяжелая фракция отводится либо свободно, либо под давлением.

В сепараторах с пульсирующим отводом осадок выбрасывается из ротора при перемещении подвижного элемента, открывающего разгрузочные щели на периферии ротора. При полной разгрузке периодически прекращается поступление продукта на сепарирование, разгрузочные щели ротора открываются и все его содержимое, т. е. выделенный осадок и жидкая фаза, выбрасывается в приемник. При частичной выгрузке разгрузочные щели открываются на короткое время и из ротора выбрасывается только накопленный осадок, а жидкий компонент остается. Подача продукта на сепарирование при частичной разгрузке не прекращается.

Если полная разгрузка сепаратора происходит под давлением продукта в роторе, подвижными элементами являются цилиндрический поршень и подвижное днище. В системах с перемещением подвижного элемента под давлением буферной жидкости используют внутренний и наружный поршни. При двухэтапной разгрузке используют систему из вспомогательных устройств для удаления жидкой фазы и основные разгрузочные элементы – цилиндрический поршень, если разгрузка идет под давлением продукта в роторе, или внутренний и наружный поршни, если разгрузка идет под воздействием буферной жидкости.

В сепараторах с непрерывно-циклическим отводом осадка он отводится в виде концентрата в течение основного этапа

цикла и периодически выбрасывается из ротора в виде жидкой пасты, когда открываются разгрузочные щели или каналы во время вспомогательного этапа.

Основными элементами сепараторов являются: барабан, приводной механизм, станина, коммуникация для подвода и отвода продуктов сепарирования. Рабочим органом сепаратора, в котором происходит процесс разделения, является барабан (рис. 6.24).

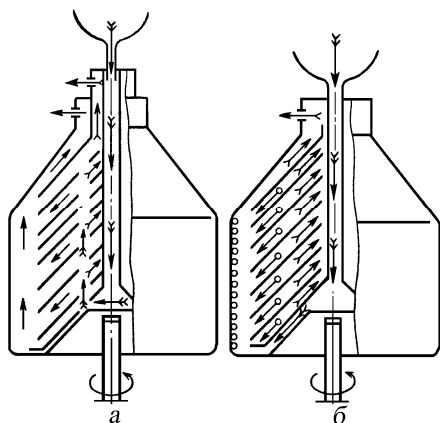


Рис. 6.24. Схема барабанов тарельчатых сепараторов: а – разделителя; б – очистителя: – исходная гетерогенная система; – легкая фракция; – тяжелая фракция; ° – частицы, образующие осадок; =

Принцип действия сепаратора-разделителя (рис. 6.24, а) заключается в следующем. Исходная гетерогенная система по центральной трубке поступает в тарелкодержатель, откуда по каналам, образованным отверстиями в тарелках, поднимается вверх комплекта тарелок и растекается между ними. Под действием центробежной силы легкая фракция оседает на верхнюю поверхность нижележащей тарелки. По этой поверхности легкая фракция движется к центру барабана, далее по зазору между кромкой тарелки и тарелкодержателем поднимается вверх барабана и отводится по коммуникациям.

Тяжелая фракция в межтарелочном пространстве оттесняется к нижней поверхности тарелки. По этой поверхности фракция движется к периферии тарелки и по зазору между разделительной тарелкой и крышкой барабана поднимается вверх барабана и выводится из сепаратора.

Сущность процесса осветления (рис. 6.24, б) заключается в следующем. Продукт, подвергаемый очистке, по центральной

трубке поступает в тарелкодержатель, из которого направляется в шламовое пространство между кромками пакета тарелок и крышкой. Затем жидкость поступает в межтарелочные пространства и по зазору между тарелкодержателем и верхними кромками тарелок поднимается вверх и через прорезь выходит из барабана. Процесс очистки начинается в шламовом пространстве, завершается в межтарелочных пространствах.

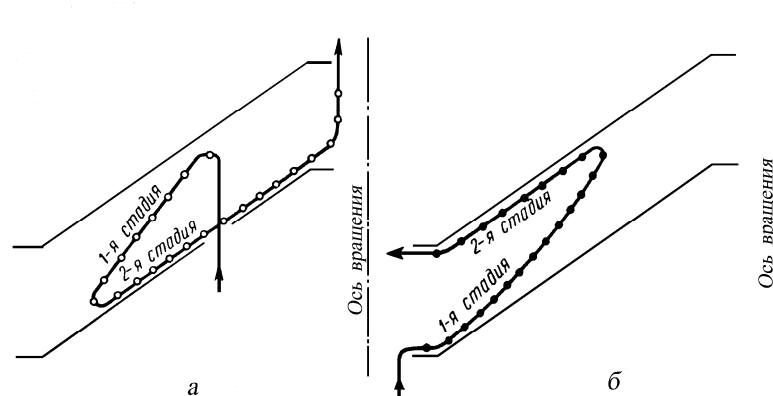


Рис. 6.25. Схема движения частиц дисперсной фазы в межтарелочных пространствах сепараторов с подачей жидкости: *а* – центральной (легкой фракции); *б* – периферийной (тяжелой фракции)

Процесс разделения гетерогенных систем осуществляется, главным образом, в межтарелочном пространстве. При этом траектория частиц дисперсной фазы состоит из двух стадий. Легкая фракция дисперсной фазы движется к оси вращения (рис. 6.25, *а*), а тяжелая – к периферии (рис. 6.25, *б*).

Полугерметический сепаратор. Барабан сепаратора установлен на вертикальном валу 15 и закреплен на нем специальной гайкой 22 (рис. 6.29).

На ступице основания барабана установлен распределительный конус с каналами для подвода молока к отверстиям размещенного на нем тарелкодержателя. Между конусом и тарелкодержателем имеется кольцевой зазор, через который удаляются крупные взвешенные частицы с целью предотвращения забивания каналов конуса и отверстий

тарелкодержателя. Пакет рабочих тарелок перекрывается разделительной тарелкой и сжимается крышкой барабана при помощи большого затяжного кольца.

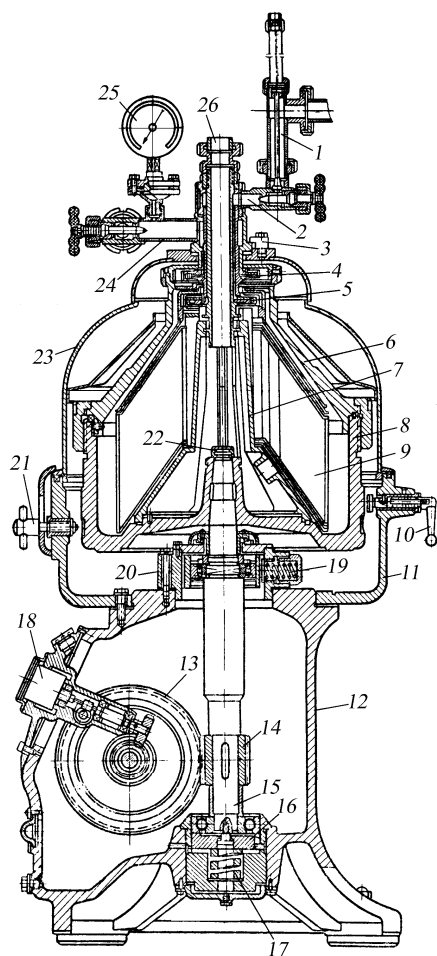


Рис. 6.29. Полугерметический сепаратор:
 1 – поплавковый ротаметр; 2 – патрубок для отвода сливок; 3 – зажимы; 4 – напорный диск для обезжиренного молока; 5 – напорный диск для сливок; 6 – крышка барабана; 7 – тарелкодержатель; 8 – основание барабана; 9 – пакет тарелок; 10 – рукоятка тормозной колодки; 11 – чаша станины; 12 – основание станины; 13 – винтовое колесо; 14 – шестерня веретена; 15 – вертикальный вал; 16 – упорный сухарь; 17 – упорная пружина; 18 – тахометр; 19 – пружины горловой опоры; 20 – корпус горловой опоры; 21 – стопорный винт; 22 – предохранительная гайка; 23 – кожух; 24 – патрубок для отвода обезжиренного молока; 25 – манометр; 26 – центральная трубка

В горловине крышки имеются две камеры с размещенными в них неподвижными напорными дисками. В верхнюю камеру поступает обезжиренное молоко по каналам, образованным ребрами разделительной тарелки. В нижнюю камеру направляются сливки по наружным каналам тарелкодержателя. Обе фракции выводятся соответствующими напорными дисками из барабана и направляются в коммуникации.

На линии отвода обезжиренного молока установлен манометр для контроля за противодавлением, линия отвода сливок снабжена поплавковым расходомером. Обе коммуникации имеют дросселирующие устройства для регулирования жирности сливок и соотношения фракций.

Во время работы сепаратора центральная трубка для молока и напорные диски

неподвижны. Центральная трубка должна быть хорошо сцентрирована с барабаном, а диски расположены строго перпендикулярно к оси барабана. Напор жидкости в дисках создается в результате ее вращения.

. Опускаясь, сливки в тарелкодержателе смешиваются с молоком и поступают на повторное сепарирование. В результате прохождения сливок через гомогенизирующие камеру и диск крупные жировые шарики раздробляются. Образовавшиеся мелкие жировые шарики при повторном сепарировании уже не выделяются к центру, а вместе с молоком направляются к периферии.

Гомогенизированное и очищенное молоко поднимается между разделительной тарелкой 8 крышкой барабана 2, попадает в камеру для молока; напорным диском 13 через патрубок 14 отводится из барабана.

Расстояние между тарелками у кларификсаторов фиксируется шипиками.

Сепараторы с центробежной выгрузкой осадка в основном имеют периферийную разгрузку осадка из кольцевого грязевого пространства. Разгрузка производится либо через сопла, либо через кольцевые щели, перекрываемые поршнем с приводом от буферной жидкости (воды). Перекрывающие разгрузочную щель поршни в этих машинах весьма разнообразны по конструкции и могут быть наружными, внутренними, нижними и верхними (рис. 6.34). В каждой конструкции имеется целая система подвижных очень массивных деталей большого диаметра с сальниковыми уплотнениями на этих диаметрах. Это вызывает большие трудности в эксплуатации, т. к. тонкие часто абразивные осадки проникают в сальниковые уплотнения, зазоры и забивают их.

Машины с поршневой разгрузкой осадка сложны, их сборка-разборка очень трудоемка.

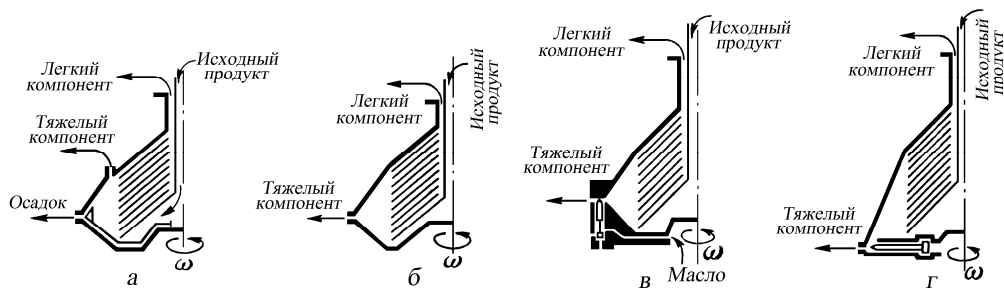


Рис. 6.34. Схемы работы основных типов сепараторов с центробежной выгрузкой осадка: а – клапанный на три компонента; б – с радиальными соплами; в – с кольцевым поршнем; г – с цилиндрическими клапанами

Внутри ротора расположен подвижный конус 5, отжимаемый пружиной 7 к конической крышке. В периферийной части крышка имеет отверстия, служащие для выпуска осадка. До подачи суспензии в ротор на разделение в полость, образованную крышкой ротора и подвижным конусом, подается вода. Из этой полости вода вытекает через ниппель 6 в специальный сборник. Так как гидравлическое сопротивление выпускного отверстия велико, вода вытекает с небольшой скоростью и ее расход легко возмещается.

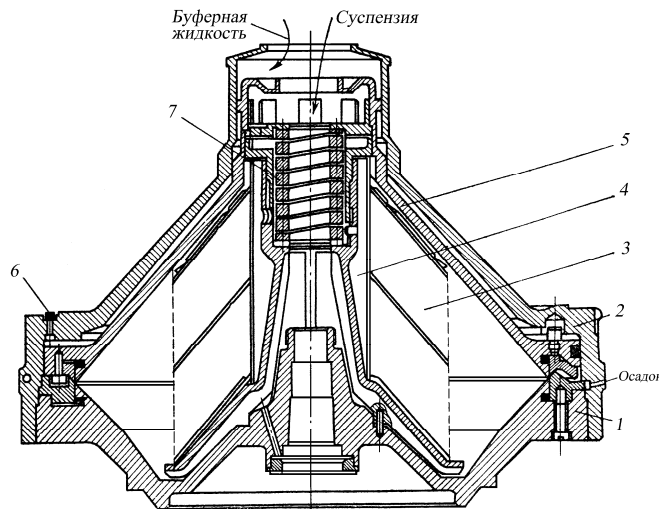


Рис. 6.35. Барабан сепаратора с центробежной выгрузкой осадка: 1 – основание; 2 – крышка ротора; 3 – тарелки; 4 – тарелкодержатель; 5 – подвижный конус; 6 – ниппель; 7 – пружина

Подвижный конус под давлением жидкости, заполняющей полость, плотно прижимается по периметру к опорной поверхности чаши. В этот момент разгрузочные отверстия закрыты и грязевое

пространство заполняется осадком – идет процесс сепарации суспензии. После заполнения грязевого пространства осадком подачу суспензии в ротор и воды в полость над подвижным конусом прекращают.

По мере вытекания воды из полости давление, прижимающее подвижный конус к чаше, уменьшается. Когда

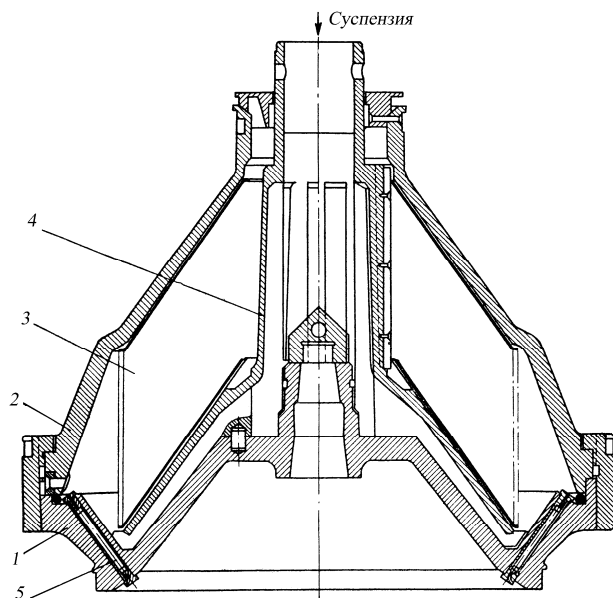


Рис. 6.36. Барабан дрожжевого сепаратора с сопловой выгрузкой осадка: 1 – основание; 2 – крышка; 3 – тарелки; 4 – тарелкодержатель; 5 – сопло

оно становится меньше давления пружины, конус поднимается пружиной 7 вверх, открывая разгрузочные отверстия.

Осадок, находящийся в грязевом пространстве, вместе с жидкостью, оставшейся в роторе, выбрасывается

через отверстие.

После выгрузки осадка вновь подается вода и возобновляется питание сепаратора суспензией.

Сепараторы с сопловой выгрузкой осадка через радиальные сопла на периферии барабана без наличия каких-либо клапанов имеют большую производительность. К ним относятся дрожжевые сепараторы, которые обеспечивают большую степень сгущения (рис. 6.36). Их конструктивной особенностью является более близкое расположение сопел по отношению к оси барабана, преследующее цель уменьшения расхода сгущенного продукта через сопла.

ЛЕКЦИЯ 11.

МЕМБРАННЫЕ ПРОЦЕССЫ.

ПЛАН.

1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА МЕМБРАННЫХ ПРОЦЕССОВ.

2. Факторы, влияющие на баромембранные процессы.

3. Концентрация раствора.

4. Мембранные методы.

5. Осмотическое давление бинарных растворов электролитов.

6. Факторы, влияющие на баромембранные процессы.

7. Показатель концентрации ионов водорода (рН среды).

Мембранные методы разделения жидких систем, применяемые в пищевой промышленности, классифицируют по среднему размеру пор на обратный осмос, ультрафильтрацию, микрофильтрацию, диализ и электродиализ (рис. 8.1).



Рис. 8.1. Классификация мембранных процессов

Сущность мембранных процессов заключается в фильтрации растворов под давлением через специальные полупроницаемые мембраны, пропускающие молекулы растворителя и полностью или частично задерживающие молекулы либо ионы растворенных веществ. В их основе лежит явление осмоса – самопроизвольного перехода воды через полупроницаемую перегородку в раствор. Разделение растворов осуществляется без фазовых превращений, и энергия в процессе расходуется, в основном, на создание давления исходной жидкости и ее продавливание через мембрану.

Мембранные процессы отличаются от процесса фильтрования. На очистку фильтрованием направляют жидкость, представляющую собой гетерогенную (двухфазную) систему с различной степенью дисперсности взвешенных частиц. При фильтровании задерживаются взвешенные частицы размером не менее 100...200 А. При фильтровании задерживаемое вещество остается либо на поверхности, либо в объеме фильтрующего материала, который при загрязнении меняют или очищают обратной промывкой.

Обратным осмосом очищают, как правило, гомогенные (однородные) системы – истинные растворы. Обратно осмотическая мембрана должна быть настолько плотной, чтобы служить барьером для веществ, находящихся в растворах в виде молекул и ионов, что вызывает значительные

гидравлические сопротивления при продавливании через мембраны чистого растворителя. Кроме того, при обратноосмотическом разделении растворов возникает еще одна противодействующая процессу сила – разность осмотических давлений, величина которой значительна при высокой концентрации растворенных веществ. При обратном же осмосе не должно происходить загрязнения мембраны, т. е. задерживаемые вещества должны отводиться от мембраны и не сорбироваться ни на ее поверхности, ни в ее объеме. Загрязнение мембран является вторичным процессом, отрицательно влияющим на обратноосмотическое разделение растворов.

Микрофильтрацией (мембранной фильтрацией) называется мембранный процесс, при котором из раствора выделяются крупные коллоидные частицы или взвешенные микрочастицы размером 0,02...10,0 мкм. Процессы микрофильтрации осложняются образованием гелеобразных слоев на поверхности фильтрующей перегородки, называемых микрофильтрационной мембраной.

Микрофильтрация протекает под действием небольшой разности давлений по обе стороны микрофилтра. Она занимает промежуточное место между ультрафильтрацией и обычной фильтрацией без резко выраженных границ. Ее используют для концентрирования тонких суспензий, осветления (удаления взвешенных веществ) фруктовых соков, очистки сточных вод.

Ультрафильтрация – это процесс разделения, фракционирования и концентрирования растворов с помощью полупроницаемых мембран со средним диаметром пор от 0,01 до 0,20 мкм под давлением 0,1...1,0 МПа. В процессах ультрафильтрации из исходного раствора отделяют мелкие бактерии и сферические вирусы, крупные белковые молекулы и т. п. При ультрафильтрации исходный раствор разделяется на два принципиально новых продукта: низкомолекулярный (фильтрат) и высокомолекулярный. Фильтрат проходит сквозь

мембрану и удаляется, а высокомолекулярный продукт концентрируется. В отличие от процессов микрофильтрации ультрафильтрация может сопровождаться адсорбцией растворенных веществ на поверхности пор мембраны и даже межмолекулярным взаимодействием.

Ультрафильтрацию используют для разделения систем, в которых молекулярная масса растворенных компонентов намного больше молекулярной массы растворителя.

Обратный осмос и ультрафильтрация принципиально отличаются от обычной фильтрации. Если при фильтрации продукт откладывается в виде кристаллического или аморфного осадка на поверхности фильтра, то при обратном осмосе и ультрафильтрации образуются два раствора, один из которых обогащен растворенным веществом.

Обратный осмос – это процесс фильтрования растворов под давлением, превышающим осмотическое, через полупроницаемые мембраны, пропускающие растворитель и задерживающие молекулы либо ионы растворенных веществ. В основе описываемого метода лежит явление осмоса – самопроизвольного перехода растворителя через полупроницаемую перегородку в раствор (рис. 8.2, а). Давление, при котором наступает равновесие (рис. 8.2, б), называется осмотическим. Если со стороны раствора приложить давление, превышающее осмотическое (рис. 8.2, в), то перенос растворителя будет происходить в обратном направлении, что нашло отражение в названии процесса «обратный осмос».

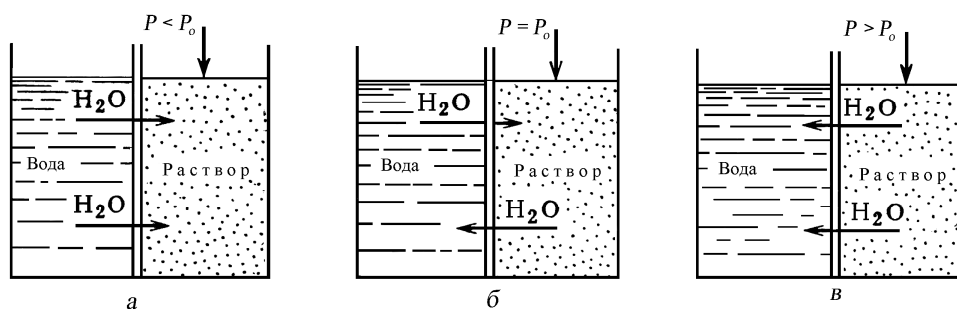


Рис. 8.2. Схема механизма обратного осмоса ($P_o = \rho g H$ – осмотическое давление):
 а – осмос; б – равновесие; в – обратный осмос

Давление в обратноосмотических установках должно быть значительно больше, поскольку их производительность определяется разностью между рабочим давлением и осмотическим.

Главная особенность мембранного разделения заключается в том, что в условиях, когда размеры пор мембраны соизмеримы с размерами молекул растворителя и растворенного вещества, совершенно меняется механизм фильтрования. Можно выделить несколько последовательных стадий мембранного процесса: перенос компонентов исходного потока к поверхности мембраны; проникновение этих компонентов в мембрану; прохождение их через мембрану; выход компонентов из мембраны с противоположной стороны; распространение прошедших через мембрану компонентов в растворе справа от мембраны.

Баромембранным процессам свойственно явление так называемой **концентрационной поляризации**, оно заключается в увеличении концентрации растворенного вещества у поверхности мембраны вследствие преимущественного переноса растворителя через мембрану.

Концентрационная поляризация – отношение концентрации растворенного вещества у поверхности мембраны к его концентрации в разделяемом растворе. Влияние концентрационной поляризации на рабочие характеристики мембран отрицательное, т. к. при этом

вследствие увеличения осмотического давления раствора снижается движущая сила процесса разделения. Кроме того, при этом возможно выпадение в осадок и осаждение на мембране труднорастворимых солей, гелеобразование высокомолекулярных соединений. В результате падает удельная производительность (проницаемость) и селективность мембран, снижается срок их службы.

Методы снижения концентрационной поляризации зависят от конструкции мембранного аппарата, свойств мембраны, стоимости готового продукта, производительности установки и др. Основными методами снижения концентрационной поляризации являются:

- **турбулизация** разделяемого раствора – увеличивает проницаемость и селективность мембраны вследствие снижения концентрации растворенных веществ в пограничном слое и приближения ее к концентрации в ядре потока, что вызывает уменьшение осмотического давления и увеличение движущей силы процесса;

- **создание пульсирующего потока** – повышает скорость пристенных слоев жидкости, что уменьшает вероятность их оседания на поверхности мембран, приводящего к снижению проницаемости;

- **использование аппаратов с узкими каналами** – направлено на создание ламинарного режима движения разделяемого раствора, что позволяет достичь высокую производительность при небольших габаритных размерах аппарата;

- **повышение температуры** – уменьшает вязкость разделяемого раствора, увеличивая коэффициент диффузии растворенного вещества;

- **воздействие на пограничный слой ультразвуковыми колебаниями.**

Можно привести следующую условную классификацию различных мембранных процессов с точки зрения их движущей силы:

- градиент электрического потенциала: электродиализ, электрофорез;
- градиент концентрации: диализ, пертракция, первапорация, пермеация, газоразделение;
- градиент давления: микрофльтрация, ультрафльтрация, нанофльтрация, обратный осмос;
- градиент температуры: термоосмос, эффект Сорета.

Первапорация – это процесс испарения через мембрану, используемый для разделения трудноразделимых смесей. Испарение через мембрану представляет собой процесс мембранного разделения жидкостей, при котором смесь приводится в контакт с одной стороной селективно проницаемой непористой мембраны, а проникшие через мембрану компоненты (пермеат) удаляются в виде пара с ее обратной стороны.

В основе всех электромембранных процессов лежит **электродиализ** – перенос ионов через мембраны под действием электрической силы. При использовании неселективных мембран, проницаемых для ионов (например, целлофановых), можно отделить электролиты от неэлектролитов. Если мембраны более проницаемы для катионов или, наоборот, для анионов (например, ионообменные мембраны), то путем электродиализа можно повысить или понизить концентрацию ионного вещества в растворе.

При концентрировании пищевых продуктов мембранными методами цель заключается в удалении воды (или других нежелательных компонентов) с условием сохранения исходного вкуса, аромата, пищевой ценности и функциональных свойств продуктов. Мембранные методы обладают характерным достоинством: они не требуют нагревания или выпаривания.

К важнейшим технологическим параметрам баромембранных процессов относятся скорость фльтрации,

полнота разделения (селективность) и проницаемость компонентов.

Осмотическое давление бинарных растворов электролитов. Осмотический коэффициент непосредственно связан с коэффициентом активности раствора и является важным термодинамическим параметром: характеризуя изменение активности растворителя, он отражает способность электролита связывать воду с учетом всех его индивидуальных свойств.

Факторы, влияющие на баромембранные процессы: давление, температура, гидродинамические условия, электрические и магнитные поля, ультразвуковые волны, осадкообразование на мембранах.

Давление. Основным фактором, оказывающим влияние на процесс обратного осмоса и ультрафильтрации, является рабочее давление. С увеличением давления увеличивается эффективная движущая сила процесса и, соответственно, возрастает величина проницаемости мембраны. В тех случаях, когда мембрана не изменяет своей структуры под действием давления, проницаемость воды линейно возрастает с увеличением эффективной движущей силы, и поскольку проницаемость растворенного вещества мала по сравнению с проницаемостью воды.

Температура. Влияние температуры раствора на процесс имеет сложный характер. Увеличение температуры уменьшает вязкость и плотность раствора и одновременно увеличивает его осмотическое давление. Если уменьшение вязкости и плотности приводит к увеличению проницаемости, то увеличение осмотического давления снижает движущую силу и уменьшает проницаемость. Степень влияния тех или иных факторов зависит от природы растворенного вещества и концентрации раствора. Влияние температуры на селективность становится все более заметным с повышением концентрации. Влияние температуры на проницаемость при разделении растворов невысокой концентрации практически

полностью определяется изменением вязкости раствора и хорошо описывается уравнением

$$G \mu = \text{const} , \quad (8.28)$$

где G – проницаемость растворителя; μ – вязкость раствора.

С повышением температуры сильно возрастает проницаемость мембраны, это может найти практическое применение для фракционирования компонентов водных растворов недиссоциирующих веществ, отличающихся друг от друга полярностью, а также электролитов от недиссоциирующих веществ

– рабочее давление; P_o – осмотическое давление; μ_b – вязкость воды; x_1 – концентрация исходного раствора; a и c – константы; A_1 и A_2 – константы проницаемости соответственно воды и растворенного вещества; T – температура раствора.

По уравнению (8.29) можно рассчитать значение концентрации пермеата x_2 при необходимой температуре.

Повышение температуры в процессах микро- и ультрафильтрации приводит обычно к увеличению и проницаемости, и селективности мембраны. Это объясняется тем, что уменьшается вязкость пермеата, а также значительно снижается влияние концентрационной поляризации на характеристики мембран.

Концентрация. Увеличение концентрации раствора приводит к уменьшению движущей силы процесса $\Delta P = (P - P_o)$, увеличению вязкости и плотности раствора, что снижает величину проницаемости.

Зависимость селективности от концентрации носит более сложный характер. В случае разделения растворов невысокой концентрации селективность существенно не меняется с изменением концентрации, а падение концентрации можно считать линейным.

С увеличением концентрации растворенных веществ в разделяемом растворе ухудшаются рабочие характеристики мембран – удельная производительность и селективность. При

концентрировании повышается осмотическое давление раствора, а следовательно, снижается эффективная движущая сила процесса разделения; кроме того, увеличивается вязкость, в результате чего уменьшается коэффициент массоотдачи. По этим причинам удельная производительность мембран может снизиться до столь малых значений, что практическое использование баромембранных процессов становится нецелесообразным.

Электрическое поле. Наложение электрического поля существенно влияет на перенос вещества через мембрану и соответственно – на селективные свойства мембран. Наблюдаемые при этом эффекты зависят от типа разделяемой системы, структуры мембраны, вида подводимого к мембране электрического поля (постоянный или переменный ток) и других факторов.

Акустические колебания. В жидкости при распространении акустической волны возникает переменное (звуковое) давление, под действием которого жидкость подвергается переменному сжатию и растяжению, что сопровождается образованием пузырьков, заполненных паром и газом, растворенным в жидкости. Эти пузырьки называются кавитационными, а само явление – ультразвуковой кавитацией. Образование микропузырьков под действием акустических колебаний называется кавитационной прочностью и зависит от присутствия в жидкости газовых зародышей и примесей твердых или растворенных веществ и других факторов. Установлено, что акустические колебания и возникающие при этом эффекты (кавитация и др.) влияют на выравнивание концентрации растворенных веществ в пограничных слоях и во всем объеме аппарата. Линейное возрастание коэффициента массоотдачи происходит не только вследствие интенсификации процесса переноса вещества от поверхности мембраны в ядро потока, но и в результате одновременного снижения концентрационной поляризации.

Показатель концентрации ионов водорода (рН среды).

Селективность мембран при обратноосмотическом разделении растворов электролитов минимальна при pH 5...6. Для растворов многовалентных солей, а также для растворов электролитов достаточно высокой концентрации заметного влияния pH на селективность ϕ мембран не обнаружено. Установлено, что проницаемость высокоселективных мембран по растворителю с изменением pH в процессе ультрафильтрации практически не изменяется. В то же время проницаемость мембраны по белку очень сильно зависит от pH. Резкое увеличение селективности ϕ в области pH 9...10, по-видимому, обусловлено увеличением ассоциации молекул белка вблизи изоэлектрической точки. Подъем кривых в области значения pH < 7, вероятно, связан с увеличением взаимного притяжения молекул белка с избыточным положительным зарядом и поверхности мембраны, имеющей небольшой отрицательный заряд.

Осадкообразование на мембранах. На продолжительность и надежность работы мембран большое влияние оказывает процесс осадкообразования. Образующийся слой осадка, который, как правило, является соленепроницаемым, забивает поверхностные поры мембраны, создает дополнительное сопротивление потоку и массопередаче в граничном слое, в результате чего увеличивается концентрационная поляризация на мембранах и снижается их солеудерживающая способность и производительность.

Химический состав осадков, образующихся при опреснении и очистке вод различного типа, весьма разнообразен. На процессы обратного осмоса отрицательное влияние оказывает образование в аппаратах отложений малорастворимых солей кальция, гидроокисей железа и марганца, а также взвешенных веществ и высокомолекулярных соединений.

Мембранные методы в пищевой промышленности используются для обработки рассолов и маринадов удалением

через мембрану солей, кислот и воды; выделения пищевой лактозы из молочных растворов (сыворотки, пахты); концентрирования фруктовых соков, кофе без фазовых превращений, теплового разрушения или потерь летучих веществ; концентрирования протеинов яичного белка, протеинов молочной сыворотки и желатина без теплового или механического разрушения и др.

. ХАРАКТЕРИСТИКА МЕМБРАН

Мембрана – полупроницаемая перегородка, пропускающая определенные компоненты жидких или газовых смесей. Они должны обладать высокой разделяющей способностью (селективностью); высокой удельной производительностью (проницаемостью); химической стойкостью к действию среды разделяемой системы; механической прочностью. Полупроницаемые мембраны, с помощью которых осуществляется процесс разделения водных растворов, являются основной частью мембранного аппарата и определяют технологические, технические и эксплуатационные характеристики аппаратов. Полупроницаемые мембраны изготавливают из различных полимерных материалов, пористого стекла, графитов, металлической фольги и др. От материала мембраны зависят ее свойства (химическая стойкость, прочность) и структура.

Мембраны подразделяют на пористые и диффузионные.

Пористые мембраны имеют как анизотропную, так и изотропную структуру. Мембраны с анизотропной структурой имеют поверхностный тонкопористый (называемый активным, или селективным) слой толщиной 0,25...0,50 мкм. Компоненты смеси разделяются именно этим слоем, располагаемым со стороны обрабатываемого раствора. Крупнопористый слой толщиной около 100...200 мкм, находящийся под активным слоем, является подложкой, повышающей механическую прочность мембраны. Мембраны с анизотропной структурой характеризуются высокой удельной производительностью,

отсутствием закупорки пор в процессе их эксплуатации. Для мембран с изотропной структурой характерно быстрое снижение проницаемости вследствие закупорки пор коллоидными или взвешенными частицами, содержащимися в разделяемых растворах.

Диффузионные (непористые) мембраны применяют для разделения газов и жидких смесей методом испарения через мембрану. Они представляют собой квазигомогенные гели, через которые растворитель и растворенные вещества проникают под действием градиента концентраций (молекулярная диффузия).

Скорость, с которой через мембрану проходят отдельные компоненты, зависит от энергии активации при взаимодействии переносимых частиц с материалом мембраны, а также от подвижности отдельных звеньев мембранной матрицы и от свойств диффундирующих компонентов раствора. Следует отметить, что скорость диффузии тем выше, чем слабее связаны между собой отдельные звенья полимерной цепи в гелевом слое, т. е. чем сильнее набухает мембрана. Поэтому для изготовления диффузионных мембран наиболее приемлемы лиофильные материалы.

Скорость прохождения молекул через диффундирующую мембрану прямо пропорциональна коэффициенту диффузии, который определяется размерами молекул и их формой. Поэтому диффузионные мембраны наиболее рационально применять для разделения компонентов, имеющих практически одинаковые свойства, но различающихся размерами и формой молекул. Проницаемость диффузионных мембран почти не снижается со временем. Диффузионные мембраны имеют большое гидродинамическое сопротивление, поэтому их следует применять в виде ультратонких пленок толщиной порядка 0,02...0,04 мкм, закрепленных на пористых подложках.

В зависимости от типа используемых баромембранных аппаратов как пористые, так и диффузионные мембраны

изготавливают листовыми, трубчатыми либо в виде полых волокон внутренним диаметром 20...100 мкм при толщине стенки 10...50 мкм. Мембраны можно изготавливать также на пористых носителях (подложках) различной конфигурации, так называемые композитные, или комбинированные мембраны.

Для изготовления мембран применяют различные материалы: полимерные пленки, стекло, металлическую фольгу и др. В зависимости от механической прочности используемых материалов мембраны подразделяют на уплотняющиеся (полимерные) и с жесткой структурой.

Уплотняющиеся (полимерные) мембраны. К ним относятся мембраны, которые под воздействием давления или каких-либо других факторов уплотняются. Эти мембраны отличаются эластичностью, что упрощает их герметизацию в аппаратах. Наибольшее применение получили полимерные мембраны из лиофильных материалов, обладающие высокой удельной производительностью. По типам структур мембраны могут быть симметричными и асимметричными ***Мембраны с анизотропной структурой*** получают из растворов полимеров с различными добавками в условиях, препятствующих уплотнению полимера вследствие действия капиллярных сил, которые удаляют растворители или предварительно введенные в них добавки.

Термальный метод формования мембран заключается в термической желатинизации смеси полимера и соответствующих пластификаторов, например, полигликолей. Компоненты смешивают, расплавляют и охлаждают, получая так называемые термальные гели.

Мембраны с изотропной структурой получают облучением тонких полимерных пленок заряженными частицами или электромагнитным излучением с последующим травлением химическими реагентами из-за чего их называют ядерными мембранами, или «нуклеопорами».

Вследствие деструкции молекулярная масса полимера вдоль трека заряженной частицы становится значительно

меньше, чем в радиационно неповрежденных местах. Для увеличения деструкции материала в направлении вдоль трека целесообразно облучение частицами сочетать с дополнительным облучением ультрафиолетовым светом, рентгеновскими лучами, γ -лучами или электронами. Когда большая заряженная частица (тяжелый положительный ион) проходит через вещество, она выбивает наружные электроны атомов в кристаллической решетке, образуя так называемый клин возбужденных ионов. Для большинства полимеров вероятным механизмом образования треков является разрыв химических связей.

Таблица 8.1

Основные свойства мембран «ВЛАДИПОР» на основе производных целлюлозы

Марка	Пористость, %	Производительность при 20 °С по воде*		Диаметр пор, мкм	Содержание, %	Рабочий диапазон pH
		л/(м ² ·сутки)	мл/(см ² ·мин)			
Мембраны для обратного осмоса						
МГА-70	72–78	1000	–	–	70	4–7
МГА-80	72–78	600	–	–	80	4–7
МГА-90	72–78	350	–	–	90	4–7
МГА-95	72–78	250	–	–	95	4–7
МГА-100	72–78	100	–	–	97,5	4–7
МГЭ-70	–	500	–	–		1–14
МГЭ-80	–	250	–	–		1–14
МГЭ-90	–	180	–	–		1–14
Мембраны для ультрафильтрации						
УАМ-50	72–78	30–130	–	До 0,005	–	4–7
УАМ-100	72–78	140–390	–	0,005–0,01	–	4–7
УАМ-150	72–78	400–790	–	0,01–0,015	–	4–7
УАМ-200	72–78	800–1400	–	0,015–0,02	–	4–7
УАМ-300	77–83	1600–3200	–	0,02–0,03	–	4–7
УАМ-500	77–83	4500–7000	–	0,03	–	4–7
УЭМ-100	68–72	29–58	–	0,0075–0,0125	–	1–14
УЭМ-200	68–72	72–140	–	0,0175–0,0225	–	1–14
УЭМ-300	70–74	160–360	–	0,0275–0,0325	–	1–14
УЭМ-500	72–76	430–580	–	0,0425–0,0475	–	1–14
Мембраны для микрофильтрации						
МФА-МА № 1	75–80	–	0,5–0,99	0,05–0,15	–	1–10
МФА-МА № 2	75–80	–	1,0–2,99	0,151–0,25	–	1–10
МФА-МА № 3	75–80	–	3,0–5,99	0,251–0,35	–	1–10
МФА-МА № 4	77–83	–	6,0–9,99	0,351–0,45	–	1–10
МФА-МА № 5	77–83	–	10,0–13,9	0,451–0,55	–	1–10

МФА-МА № 6	77–83	–	14,0–19,9	0,551–0,65	–	1–10
МФА-МА № 7	78–85	–	20,0–25,9	0,651–0,75	–	1–10
МФА-МА № 8	78–85	–	26,0–31,9	0,751–0,85	–	1–10
МФА-МА № 9	78–85	–	32,0–41,9	0,451–0,95	–	1–10
МФА-МА №10	78–83	–	42,0–55,0	0,951–1,05	–	1–10
МФА-А № 1	75–80	–	8,0–14,0	0,2	–	1–10
МФА-А № 2	77–83	–	17,0–25,0	0,5	–	1–10
МФА-ЭМ № 1	75–80	–	8,0–14,0	0,2	–	1–10
МФА-ЭМ № 2	77–83	–	17,0–25,0	0,5	–	1–10
МФЦ № 1	75–80	–	0,5–5,9	–	–	1–10
МФЦ № 2	75–80	–	6,0–13,9	–	–	1–10
МФЦ № 3	77–83	–	14,0–25,9	–	–	1–10
МФЦ № 4	78–85	–	26,0–42,0	–	–	1–10
МФЭ № 1	–	–	0,6–6,0	–	–	1–14
МФЭ № 2	–	–	6,1–19,9	–	–	1–14
МФЭ № 3	–	–	20,0	–	–	1–14

Мембраны с жесткой структурой. К ним относятся металлические мембраны, из пористого стекла, нанесенные, динамические и др.

Металлические мембраны изготавливают выщелачиванием или возгонкой одного из компонентов сплава. Получаемые мембраны отличаются высокой пористостью и очень узким распределением пор по размерам. Диаметр пор в таких мембранах составляет 0,1...5,0 мкм, но в случае необходимости его можно уменьшить, используя при получении мембран тонкую металлическую фольгу. Металлические мембраны можно изготавливать также спеканием металлического порошка при высокой температуре. Диаметр пор у мембран, полученных таким способом, находится в пределах от нескольких микрометров до десятых и даже сотых долей микрометра.

Основное преимущество металлических мембран – однородность структуры и размеров пор. Эти мембраны не подвержены воздействию бактерий, химически стойки в различных средах. Их можно очищать обратным током воды или какой-либо другой жидкости либо прокаливанием.

Мембраны из пористого стекла обладают высокой химической стойкостью и жесткостью структуры, не подвержены действию микроорганизмов.

Мембраны из пористого стекла изготавливают в виде

пластин, пленок, трубок, капилляров, полого волокна; их можно подвергать как тепловой стерилизации, так и химической.

Нанесенные мембраны. В зависимости от способа получения эти мембраны можно разделить на пропитанные и напыленные. При получении пропитанных мембран в качестве пористой основы используют различные материалы: пористую нержавеющую сталь, металлокерамические перегородки, а в качестве веществ, уменьшающих размеры пор, — нерастворимые соли, которые образуются на поверхности пор в результате химического взаимодействия между специально подобранными растворимыми солями.

Напыленные мембраны получают напылением на микропористую подложку различных веществ (из растворов и расплавов полимеров, металлов и др.), обладающих склонностью к сцеплению с материалом подложки. При этом, изменяя толщину напыленного на подложку слоя, можно направленно регулировать размер пор.

Динамические мембраны получают фильтрованием раствора, содержащего специальные добавки диспергированных веществ, через пористые подложки. Подложки, имея номинальный размер пор от 5 нм до 5 мкм, не способны задерживать молекулы и ионы растворенных низкомолекулярных веществ

Жидкие мембраны. Под жидкими мембранами понимают мембраны с жидкостью, иммобилизованной внутри пор микропористой подложки. Если мембрана смачивается жидкостью, то последняя может удерживаться в порах за счет капиллярных сил. Давление, необходимое для вытеснения жидкости из пор, называется капиллярным давлением и изменяется обратно пропорционально диаметру пор, поэтому при достаточно малых порах жидкость удерживается на подложке при разнице давлений под и над мембраной в несколько атмосфер.

Методы очистки мембран. При проведении мембранных процессов в результате концентрационной поляризации на поверхности мембраны образуется слой слаборастворимых солей (обратный осмос), гель (ультрафильтрация) или осадок микрочастиц (микрофильтрация). Методы очистки мембран зависят от степени и вида загрязнений исходного раствора, типа аппарата и мембранного процесса, требований к качеству пермеата и т. п.

Для очистки мембран используют механические, гидродинамические, физические и химические методы.

Механическая очистка – механическое воздействие на рабочую поверхность мембраны (например, эластичной губкой с применением моющих средств).

Гидродинамическая очистка – пульсационное воздействие на загрязненную поверхность мембраны разделяемым раствором или промывной жидкостью (водой), турбулизация потока, промывка газожидкостной эмульсией (смесью воды и воздуха), обратная продувка мембраны сжатым воздухом, обратный ток жидкости. Кроме того, при резком сбросе давления в аппарате загрязнения отслаиваются от мембраны и вымываются сильным потоком воды.

Физическая очистка – воздействие на мембрану различных (электрических, магнитных, ультразвуковых) полей.

Химическая очистка – промывка рабочей поверхности различными химическими реактивами (раствором соляной, лимонной кислоты, содой и т. д.).

. АППАРАТЫ ДЛЯ БАРОМЕМБРАННЫХ ПРОЦЕССОВ

Баромембранные аппараты классифицируются:

по способу укладки мембран: на аппараты с плоскими, с трубчатыми мембранными элементами, с мембранными элементами рулонного типа, с мембранами в виде полых волокон;

по положению мембранных элементов: на

горизонтальные, вертикальные;

по условиям демонтажа: на разборные и неразборные.

Они могут быть корпусные и бескорпусные. Мембранные аппараты могут работать как в режиме идеального вытеснения, так и в режиме идеального перемешивания.

Аппараты с трубчатыми мембранными элементами. Различают трубчатые мембранные элементы с мембраной 2 внутри (рис. 8.10, а), снаружи трубки (рис. 8.10, б) и с комбинированным ее расположением (рис. 8.10, в). Наибольшее применение из них получили аппараты с мембраной внутри трубки

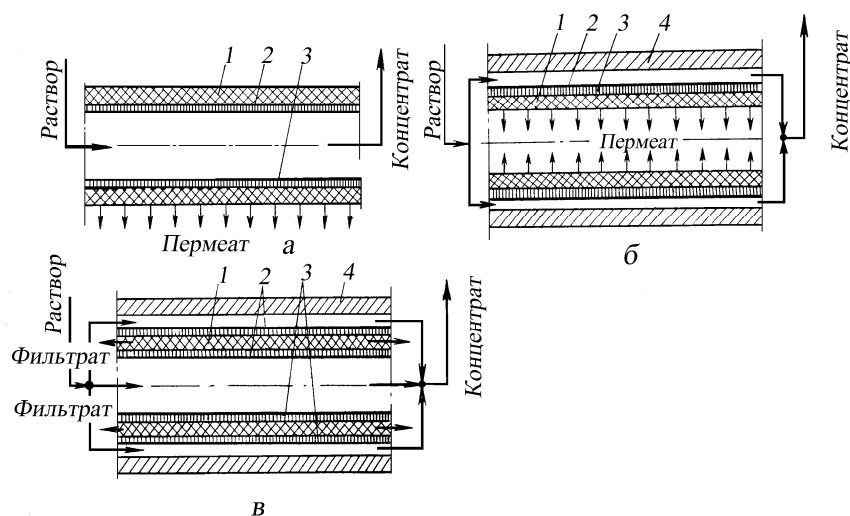


Рис. 8.10. Трубчатые мембранные элементы: а – с мембранами внутри трубки; б – с мембранами снаружи трубки; в – комбинированная конструкция; 1 – трубка; 2 – мембрана; 3 – подложка; 4 – корпус

Аппараты с полыми волокнами. Основными достоинствами разделительных аппаратов с полыми волокнами, имеющими селективно проницаемые стенки, являются высокая удельная производительность, исключение необходимости применения специальных дренажных систем, простота эксплуатации. Кроме того, аппараты с полыми волокнами выгоднее других аппаратов при эксплуатации с

энергетической точки зрения, так как для них требуются меньшие затраты энергии на турбулизацию потока.

Так, для обеспечения стабильной работы трубчатого аппарата на основе динамических мембран рекомендуется значение критерия Рейнольдса 2500...3000, для аппарата плоскокамерного типа $Re = 180...200$, а для аппарата с полыми волокнами достаточно значение $Re = 20...30$. К преимуществам аппаратов на основе полых волокон можно отнести высокую плотность упаковки мембран.

РАСЧЕТ БАРОМЕМБРАННЫХ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ

Расчет на основе параметра переноса и энергии гидратации. Запишем уравнение переноса через мембрану в виде

$$C_i = x_{Ai} / x_{Ai}^o, \quad (8.31)$$

где C_i – безразмерная концентрация; x – концентрация; индексы $i = 1, 2, 3$, здесь 1 относится к разделяемому раствору в объеме; 2 – к раствору у поверхности мембраны; 3 – к пермеату; индексы A и B относятся соответственно к растворенному веществу и воде; верхний индекс o – к начальной стадии процесса.

Принимаем, что в любом обратноосмотическом процессе система может быть полностью определена тремя безразмерными параметрами – v , θ и λ ,

$$v = P(x_{Ai}^o) / P; \quad \theta = D_{AM} v_{\omega}^* / (k \delta); \quad \lambda = \beta k \delta / D_{AM}, \quad (8.32)$$

где $P(x_{Ai}^o)$ – осмотическое давление питающего раствора у входа на мембрану для непрерывного и периодического (в начале операции) процессов; P – рабочее давление; $D_{AM} / (k \delta)$ – параметр переноса растворенного вещества: D_{AM} – коэффициент диффузии растворенного вещества в мембране; k – константа распределения растворенного вещества между

мембраной и раствором; δ – эффективная толщина мембраны; $v_{\omega}^* = AP / \rho$ – скорость проникания чистой воды; A – константа пропорциональности; ρ – мольная плотность раствора; β – коэффициент массоотдачи.

Таким образом, концентрационная поляризация (KII) увеличивается с ростом проницаемости мембраны G , высоты канала $2h$ и по мере удаления от входа в канал x и уменьшается при увеличении скорости движения v раствора и коэффициента диффузии D растворенного вещества.

Расчет на основе уравнения массопередачи. Массовый поток M вещества, проходящего через мембрану, определяется по основному кинетическому уравнению массопередачи

$$M = KF\Delta_{cp}\tau, \quad (8.44)$$

где K – коэффициент массопередачи; F – рабочая поверхность мембраны; Δ_{cp} – движущая сила процесса мембранного разделения; τ – продолжительность процесса мембранного разделения.

Из уравнения (8.44) получаем выражение для расчета рабочей поверхности мембраны

$$F = M / (K\Delta_{cp}\tau). \quad (8.45)$$

Массовый поток обычно определяется из уравнения материального баланса.

Гидравлическое сопротивление аппаратов с плоскими мембранными элементами. **Аппараты без турбулизаторов.** Рассмотрим аппараты с круглыми мембранными элементами, при расчете которых необходимо учитывать изменение поперечного сечения напорного канала и особенности пути движения пермеата в дренажном слое.

Среднюю скорость течения раствора между круглыми мембранными элементами, можно найти усреднив поперечное сечение. Разделим площадь поперечного сечения элемента на длину пути раствора, которую примем равной диаметру элемента. Получим среднюю ширину поперечного сечения $\pi d_M^2 / (4d_M) = 0,785d_M$. Умножая эту величину на высоту канала,

равную толщине сепарирующей сетки, получим среднее поперечное сечение канала, зная которое, можно рассчитать среднюю скорость и затем ΔP_a – по формуле (8.45).

ЛЕКЦИЯ 12.

ПРОЦЕССЫ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ПЛАН.

1.ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОЦЕССА ПЕРЕМЕШИВАНИЯ

2. СПОСОБЫ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ.

3. КЛАССИФИКАЦИЯ СМЕСИТЕЛЕЙ.

4. МЕХАНИЧЕСКОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ.

5.МЕШАЛКИ.

6.СМЕСИТЕЛИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ.

Смешивание или перемешивание – механический процесс равномерного распределения отдельных компонентов во всем объеме смеси под действием внешних сил. Применяется в пищевой промышленности для приготовления эмульсий, суспензий и получения гомогенных систем (растворов), а также для интенсификации биохимических, тепловых и диффузионных процессов.

Процесс смешивания материалов зависит от конструкции смесителя и заключается в выравнивании концентраций каждого из компонентов смеси по всему объему рабочей камеры с образованием в конечном итоге однородной смеси.

Способы перемешивания. Различают два основных способа перемешивания в жидких средах: *механический* (во вращающемся резервуаре смесителя, с помощью мешалок различных конструкций (лопасти, винты, ножи, шнеки и др.)) и *пневматический* (сжатым воздухом, паром или инертным газом). Кроме того, применяют перемешивание в

трубопроводах и перемешивание с помощью сопел и насосов, ультразвуком или гидродинамическим эффектом и др.

Смешивание твердых сыпучих материалов является скорее механическим, чем гидродинамическим процессом.

Интенсивность перемешивания определяется временем достижения заданного технологического результата или числом оборотов мешалки при фиксированной продолжительности процесса (для механических мешалок). Чем выше интенсивность перемешивания, тем меньше времени требуется для достижения заданного эффекта перемешивания. Интенсификация процессов перемешивания приводит к уменьшению размеров проектируемой аппаратуры и увеличению производительности действующей.

Периодическое смешивание. В смесителях периодического действия смешиванию подвергается смесь, составленная из различных компонентов. Процесс смешивания складывается из элементарных процессов:

перемещения группы смежных частиц из одного места смеси в другое внедрением, скольжением слоев (так называемое конвективное смешивание);

постепенное перераспределение частиц через свежее образованную границу их раздела (так называемое диффузионное смешивание);

сосредоточение частиц, имеющих близкую массу и размеры, в соответствующих местах смесителя под действием инерционных, гравитационных сил (сегрегация частиц).

Если первые два процесса способствуют улучшению кач

Смесители классифицируются (рис. 11.2):

– **по назначению:** для смешивания, растворения, темперирования и т. д.;

– **расположению аппарата:** вертикальные, горизонтальные, наклонные, специальные;

– **характеру обработки рабочей среды:** смешивание одновременно во всем объеме, в части объема и пленочное смешивание;

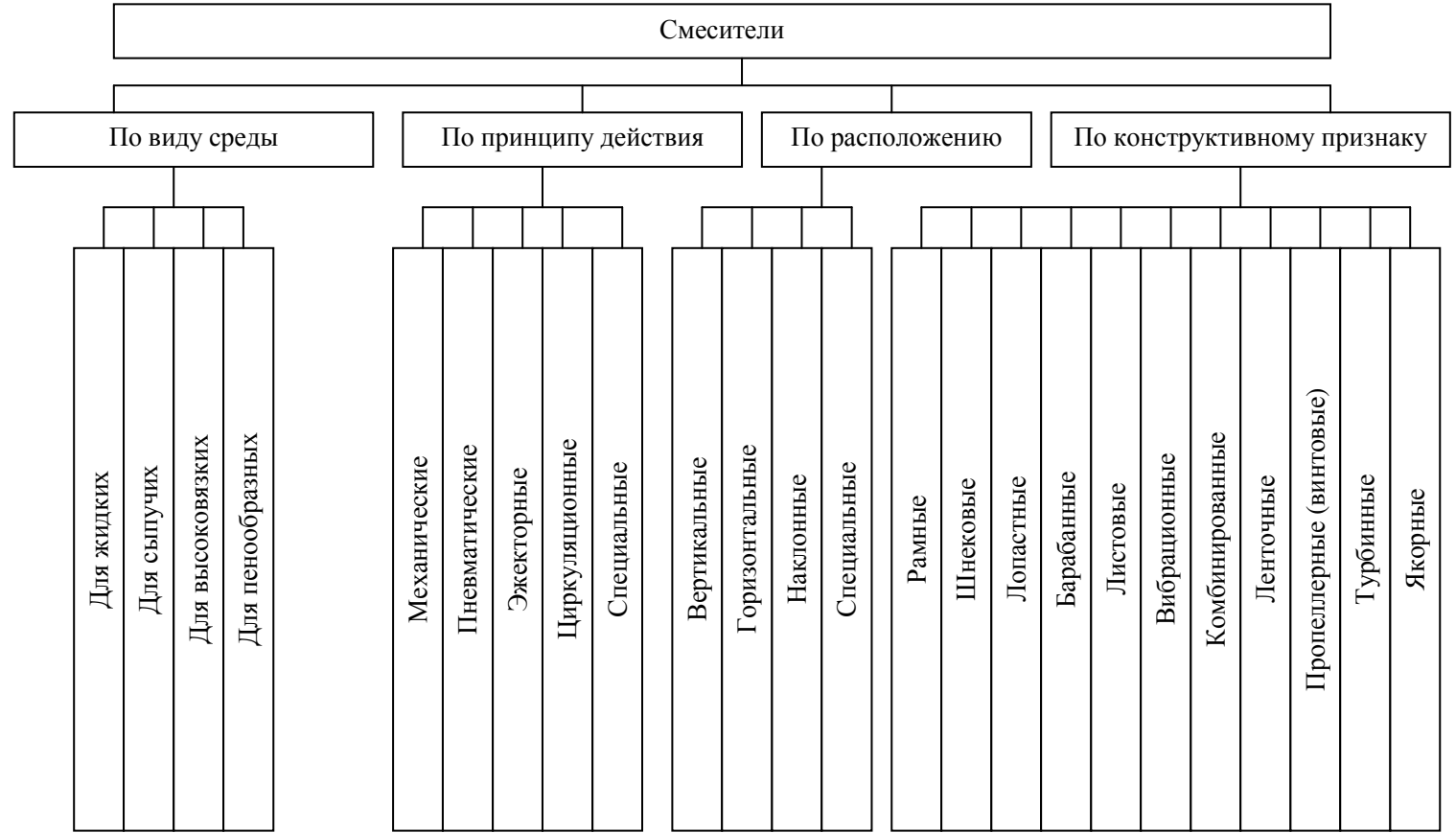


Рис. 11.2. Классификация смесителей

-
- *характеру движения жидкости в аппарате*: радиальное, осевое, тангенциальное и смешанное;
 - *принципу действия*: механические, пневматические, эжекторные, циркуляционные и специальные.

Для тонкого измельчения и перемешивания мясного сырья используют куттер-мешалку.

Кусковые вязкие и вязкопластичные продукты (мука, мясо, мясной фарш, творожно-сырковая масса) перемешивают шнеками, лопастями в барабанных и других смесителях.

Жидкие продукты (молоко, сливки, сметана и др.) перемешивают в емкостях лопастными, пропеллерными и турбинными мешалками.

МЕХАНИЧЕСКОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Механическое перемешивание осуществляется с помощью мешалок, которым сообщается

вращательное движение либо непосредственно от электродвигателя, либо через редуктор или клиноременную передачу.

Как уже отмечалось, при медленном движении в вязкой среде тела любой формы в тонком слое жидкости, примыкающем к его поверхности, образуется ламинарный пограничный слой, форма и толщина которого зависят от формы и размеров тела. При увеличении скорости движения происходит отрыв пограничного слоя от поверхности тела в точках, где скорость жидкости является наибольшей, например у кромок вертикальной пластины, и образование турбулентного кормового следа за движущимся телом. Начало отрыва пограничного слоя характеризуется резким возрастанием сопротивления среды движению тела.

Окружная скорость имеет наибольшее значение на периферии мешалки, т. к. эта величина пропорциональна диаметру мешалки. В данной области, как следует из уравнения Бернулли, образуется зона пониженного давления, куда устремляется жидкость, находящаяся в аппарате.

Это течение, а также радиальные потоки, возникающие под действием центробежных сил при вращательном движении мешалки, приводят к интенсивному перемешиванию содержимого аппарата. Задача внешнего обтекания тел в условиях перемешивания может быть решена с помощью уравнений Навье-Стокса и неразрывности потока.

Мешалки являются одним из основных элементов аппарата для перемешивания жидких сред. Они предназначены для передачи механической энергии перемешиваемой среде. В промышленности используются двенадцать типов мешалок: трехлопастная с углом наклона лопасти $\alpha = 24^\circ$; винтовая; турбинная открытая; турбинная закрытая; шестилопастная с углом наклона лопасти $\alpha = 45^\circ$; клетьевая и др. (см. рис. 11.2).

По типу создаваемого мешалкой потока жидкости в аппарате различают мешалки,

обеспечивающие тангенциальное, радиальное, осевое и смешанное течения. При тангенциальном течении жидкость в аппарате движется преимущественно по концентрическим окружностям, параллельным плоскости вращения мешалки. Перемешивание происходит за счет вихрей, возникающих на кромках мешалки. Качество перемешивания будет наихудшим, когда скорость вращения жидкости равна скорости вращения мешалки. Радиальное течение характеризуется направленным движением жидкости от мешалки к стенкам аппарата перпендикулярно оси вращения мешалки. Осевое течение жидкости направлено параллельно оси вращения мешалки. В промышленных аппаратах с мешалками возможны различные сочетания этих основных типов течения.

Быстроходные мешалки можно разделить на мешалки, лопасти которых перпендикулярны плоскости вращения (лопастная, клетьевая, открытая и закрытая турбинные), и мешалки, лопасти которых образуют постоянный или переменный угол наклона с плоскостью вращения.

Быстроходные мешалки могут использоваться в гладкостенных аппаратах, а также в аппаратах, оборудованных различными внутренними устройствами.

Лопастные мешалки состоят из втулки, к цилиндрической поверхности которой под углом 90° к плоскости ее вращения приварены две или большее число лопастей прямоугольного сечения (рис. 11.3).

Листовые мешалки (рис. 11.4) имеют лопасти большей ширины, чем у лопастных мешалок, и относятся к мешалкам, обеспечивающим тангенциальное течение перемешиваемой среды.

Кроме чисто тангенциального потока, который является преобладающим, верхние и

нижние кромки мешалки создают вихревые потоки подобные тем, которые возникают при обтекании жидкостью плоской пластины с острыми краями. При больших скоростях вращения листовой мешалки на тангенциальный поток накладывается радиальное течение, вызванное центробежными силами.

Листовые мешалки применяют для перемешивания маловязких жидкостей (вязкостью менее 50 МПа·с), интенсификации процессов теплообмена, при проведении биохимических реакций в объеме и растворении. Для процессов растворения используют листовые мешалки с отверстиями в лопастях. При вращении такой мешалки на выходе из отверстий образуются струи, способствующие растворению твердых материалов.

Шестилопастные мешалки состоят из втулки с внутренним d и наружным $d_{\text{вн}}$ диаметрами, к цилиндрической поверхности которой под углом $\alpha = 45^\circ$ к плоскости вращения мешалки приварено шесть лопастей (рис. 11.6). Геометрические размеры шестилопастной мешалки такие же, как и у трехлопастной мешалки.

Клетьевые мешалки (рис. 11.7) представляют собой цилиндрическую втулку, к наружной поверхности которой приварены четыре фигурные лопасти 4, скрепленные бандажами 1 и 3. К внутренней поверхности бандажей приварены две плоские лопасти 2, расположенные равномерно по окружности между фигурными лопастями.

Пропеллерные (винтовые) мешалки. Рабочей частью пропеллерной мешалки является пропеллер – устройство с несколькими фасонными лопастями, изогнутыми по профилю

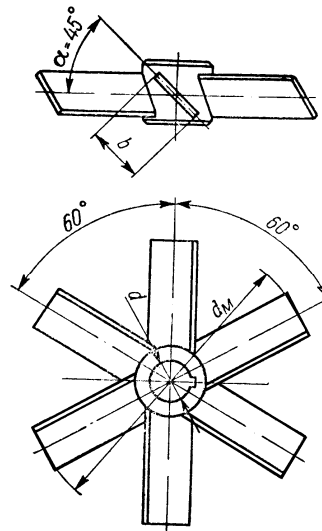


Рис. 11.6. Шестилопастная мешалка

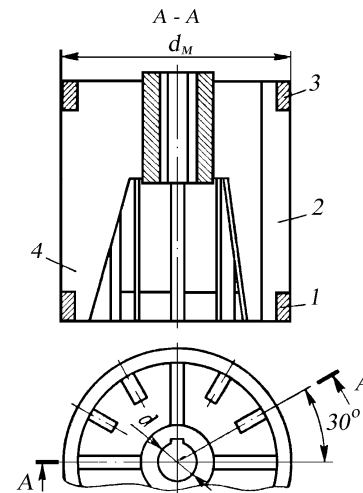


Рис. 11.7. Клетьевая мешалка:
1,3 – бандаж; 2 – плоская лопасть;
4 – фигурная лопасть

гребного винта. Наибольшее распространение получили трехлопастные пропеллеры. Вал мешалки может быть расположен вертикально, горизонтально или наклонно. На нем в зависимости от высоты слоя жидкости устанавливают один или несколько пропеллеров.

Турбинные открытые мешалки (рис. 11.9) представляют собой конструкцию, состоящую из цилиндрической втулки с внутренним d и наружным $d_{\text{вн}}$ диаметрами, на периферии которой установлен кольцевой диск диаметром $d_2 = 0,75 d_{\text{м}}$, несущий на себе шесть плоских лопастей, равномерно расположенных по его окружности. Длина каждой лопасти равна $l = 0,25 d_{\text{м}}$. Внутренний диаметр расположения лопастей равен $d_1 = 0,5 d_{\text{м}}$. Высота лопасти

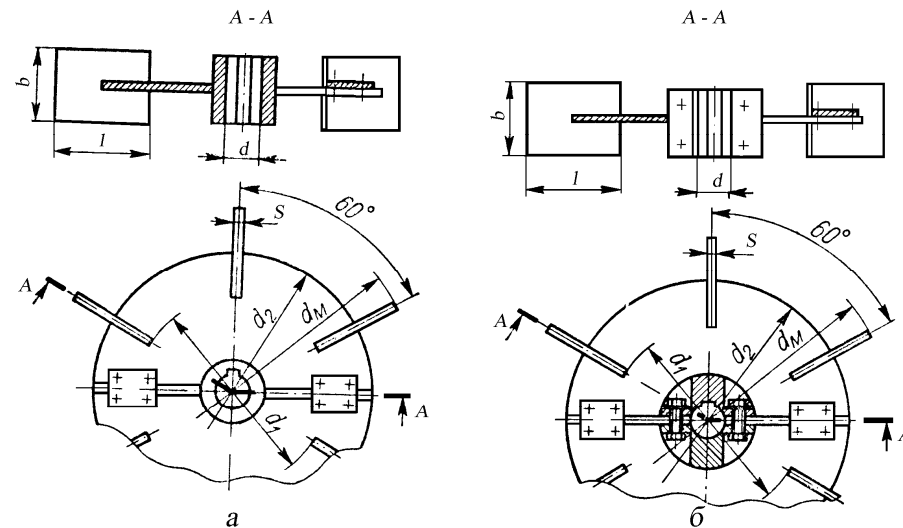


Рис. 11.9. Открытая турбинная мешалка: *а* – неразъемная; *б* – разъемная
равна $b = 0,2 d_{\text{м}}$.

Турбинные закрытые мешалки в отличие от открытых имеют плоские лопасти конической формы с углом при вершине $22^\circ 30'$. Лопасти с обеих сторон закрыты коническими дисками (рис. 11.10). Размеры d_1 , d_2 и l для закрытых мешалок определяются по тем же формулам, что и для открытых, при этом $s_1 = s_2 = s$.

Закрытые турбинные мешалки в отличие от открытых создают более четко выраженный радиальный поток. Закрытые мешалки имеют два диска с отверстиями в центре для прохода жидкости, диски сверху и снизу привариваются к плоским лопастям.

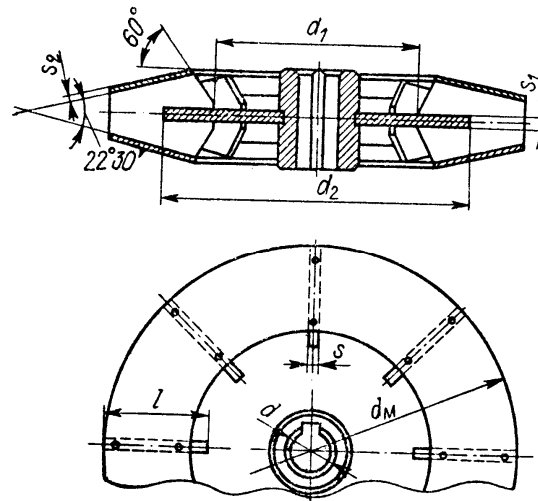


Рис. 11.10. Закрытая турбинная мешалка

Тихоходные мешалки

Жидкость поступает в мешалку параллельно оси вала, выбрасывается мешалкой в радиальном направлении и достигает наиболее удаленных точек аппарата.

Закрытая турбинная мешалка может быть использована для подачи газа в перемешиваемую жидкость. В этом случае ее обычно монтируют в центральной всасывающей трубе, имеющей на нижнем конце

конический элемент, на периферии которого расположены неподвижные отражательные ребра, способствующие увеличению объема засасываемого газа и степени его дисперсности. применяют в основном для

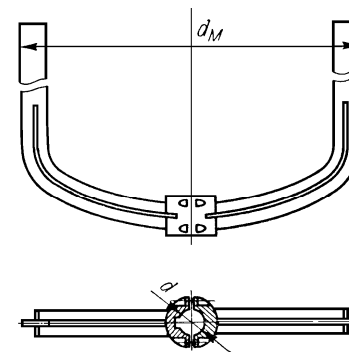


Рис. 11.11. Якорная мешалка

гомогенизации и усреднения высоковязких и неньютоновских сред, интенсификации тепломассообмена и для осуществления некоторых других технологических операций. Тихоходные мешалки используются только в гладкостенных аппаратах, исключением является шнековая мешалка, которая может быть также использована в аппаратах с циркуляционной трубой и с отражательными перегородками.

Якорная мешалка состоит из цилиндрической втулки, к наружной поверхности которой приварены две профилированные лопасти. Профиль лопастей мешалки соответствует внутренней поверхности корпуса аппарата (см. рис. 11.11): в нижней своей части лопасти имеют эллиптическую или коническую форму, а в верхней – они представляют собой две плоские вертикальные пластины, торец которых параллелен цилиндрической части корпуса аппарата. Наружный диаметр якорной мешалки выбирается от 200 до 1180 мм.

Рамная мешалка состоит из одной или двух цилиндрических втулок, к наружным поверхностям которых приварены две плоские радиальные лопасти, на периферии которых установлены по одной плоской профилированной лопасти (рис. 11.12).

Ленточные мешалки (рис. 11.13) представляют собой конструкцию, состоящую из вертикального вала, на котором на равном расстоянии одна от другой установлены цилиндрические втулки 2. К каждой втулке приварены две цилиндрические траверсы 1, на периферийную часть которых опираются две плоские ленты 4 и 5 шириной b с относительным шагом $S = (t/d_m) = 1,0$. Ширина лопасти $b = 0,1 d_m$. Высота ленточной мешалки H принимается конструктивно в зависимости от высоты корпуса аппарата H' и уровня H жидкости в нем.

Ленточные мешалки используются в аппаратах, имеющих следующие геометрические характеристики: $1,0 \leq (H'/D) \leq 3,0$ и $1,04 \leq \Gamma \leq 1,30$.

Ленточные мешалки со скребками используются для интенсификации процесса теплоотдачи (рис. 11.14). Высота мешалки H_1 принимается конструктивно в зависимости от высоты корпуса аппарата H' и уровня жидкости в нем.

Эта высота должна быть кратной $0,166 t$. Все размеры ленточной мешалки со скребками идентичны размерам ленточной мешалки, однако применять эту мешалку наиболее рационально в аппаратах, имеющих относительную высоту корпуса $H/D = 2,3 \dots 3,0$.

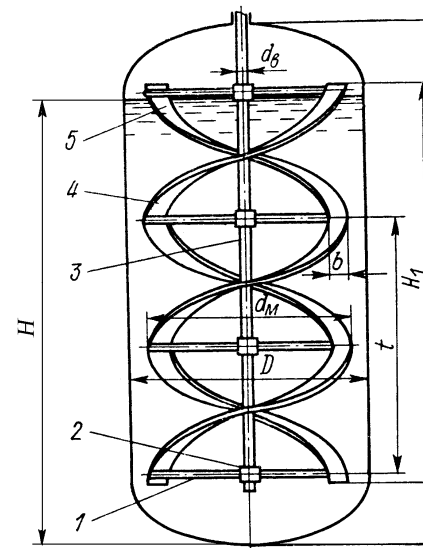


Рис. 11.13. Ленточная мешалка: 1 – радиальная траверса; 2 – втулка; 3 – вал; 4 и 5 – спиральные ленты

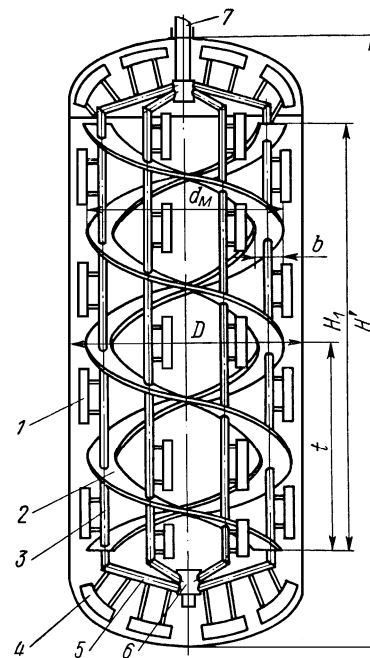


Рис. 11.14. Ленточная мешалка со скребками: 1 – скребок; 2 – спиральная лента; 3 – вертикальная траверса; 4 – скребок с эллиптической торцевой поверхностью; 5 – радиальная траверса; 6 – втулка; 7 – вал

Шнековая мешалка состоит из цилиндрической втулки или вала, к наружной

поверхности которых приварена по винтовой линии плоская лента, имеющая шаг (рис. 11.15). Шнековые мешалки, как правило, устанавливают в циркуляционной трубе. При этом должны соблюдаться следующие конструкционные соотношения между отдельными размерами элементов аппарата: $1,8 \leq (H'/D) \leq 2,7$; $0,14 \leq (d_n/d_m) \leq 0,30$; $1,05 \leq (d_t/d_m) \leq 1,15$; $1,0 \leq (H'/D) \leq 3,0$ и $S = t/d_m = \text{const} = 1,0$.

Специальные мешалки. К этой группе относятся барабанные, дисковые и вибрационные мешалки. **Барабанные мешалки** состоят из двух цилиндрических колец, соединенных между собой вертикальными лопастями прямоугольного сечения. Высота мешалки составляет 1,5...1,6 ее диаметра. Мешалки этой конструкции создают значительный осевой поток и применяются (при отношении высоты столба жидкости в аппарате к диаметру барабана не менее 10) для проведения газожидкостных реакций, получения эмульсий и взмучивания осадков.

Смесители периодического действия. Смесители сыпучих материалов можно классифицировать по одному из следующих признаков: по способу их установки (передвижные, стационарные); или характеру протекающего в них процесса смешения (периодического, непрерывного действия); скорости вращения перемешивающего органа (тихоходные, скоростные); механизму процесса смешения (конвективного, диффузионного, конвективно-диффузионного смешения); способу воздействия на смесь (гравитационные, центробежные, продуваемые); виду потока частиц (циркуляционные, с хаотическим перемещением частиц); конструктивному признаку (с вращающимся корпусом, со

стационарным корпусом и вращающимся перемешивающим органом, с вертикальным валом, с горизонтальным валом, червячные, лопастные и т. п.); способу разгрузки (с ручной разгрузкой, с механизированной разгрузкой); способу управления (с ручным управлением, с автоматическим управлением).

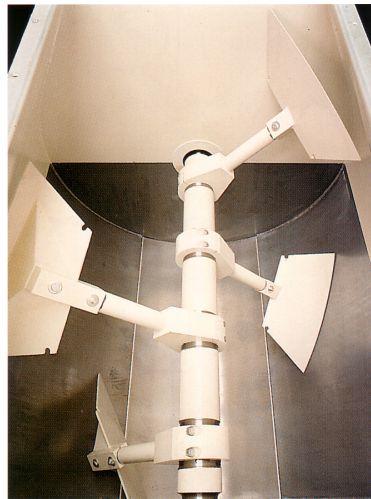


Рис. 11.22. Рабочий орган смесителя DFML фирмы «Bühler»

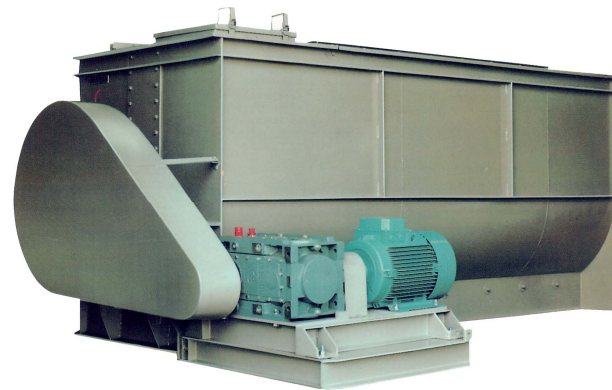


Рис. 11.23. Горизонтальный спиральный смеситель типа MRN фирмы «Münch Edelstahl»

Гравитационные смесители

классифицируются на лотковые, бункерные, ударно-распылительные и виброгравитационные. В них компоненты смешиваются в результате движения сыпучего материала под действием сил тяжести.

Смесители с вращающимся конусом. Для интенсивной внутренней циркуляции сыпучего материала в смесителях этого типа применяют вращающийся полый усеченный конус.

В некоторых конструкциях барабанных смесителей с горизонтальной осью процесс смешения интенсифицируется с помощью различного рода вращающихся устройств, т. к.

качество смешения в барабанах с неподвижными элементами на внутренней поверхности корпуса неудовлетворительное. Например, известны смесители, внутри цилиндрического корпуса которых установлен быстровращающийся вал с лопастями или шнек.

ЛЕКЦИЯ 13.

ПРОЦЕССЫ ТЕПЛОПРОВОДНОСТИ. ПЛАН

1.. ОСНОВЫ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ

2.ТЕПЛОВЫЕ БАЛАНСЫ.

3.ПЕРЕНОС ТЕПЛОТЫ ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬЮ.

4.ПЕРЕНОС ТЕПЛОТЫ КОНВЕКЦИЕЙ.

К тепловым относятся процессы, скорость которых определяется скоростью переноса энергии в форме теплоты, нагревания, охлаждения, испарения и конденсация. *Нагревание* – повышение температуры тел путем подвода к ним теплоты. *Охлаждение* – понижение температуры тел путем отвода от них теплоты. Частным случаем испарения является процесс

выпаривания – концентрирования при кипении растворов твердых нелетучих веществ путем удаления жидкого летучего растворителя в виде паров. **Конденсация** – сжижение паров какого-либо вещества путем отвода от них теплоты.

Теплота является наиболее универсальной формой энергии, возникающей в результате молекулярно-кинетического (теплого) движения микрочастиц – молекул, атомов, электронов. Универсальность тепловой энергии состоит в том, что любая форма энергии (механическая, химическая, электрическая, ядерная и т. п.) трансформируется в конечном счете частично или полностью в тепловое движение молекул (теплоту). Различные тела могут обмениваться внутренней энергией в форме теплоты, что количественно выражается первым законом термодинамики.

Перенос энергии в форме теплоты происходит между телами с различной температурой и называется теплообменом. Движущей силой любого процесса теплообмена является разность температур более нагретого и менее нагретого тел. Теплообмен – это самопроизвольный процесс переноса теплоты. Аппараты, в которых осуществляются тепловые процессы, называют теплообменниками.

Теплопередача – это перенос теплоты от более нагретой среды к менее нагретой через разделяющую их стенку. Оба вещества, участвующие в теплопередаче, называются теплоносителями (более нагретый – горячим, менее нагретый – холодным).

В случае возможности смещения теплоносителей теплопередача осуществляется непосредственным соприкосновением, т. е. смещением обоих теплоносителей. Очевидно, что в этом случае процесс теплопередачи протекает интенсивнее. Аппаратурное оформление процесса значительно упрощается.

Исследования показывают, что теплопередача является сложным процессом. При изучении этот процесс расчленяют на простые явления. Различают три элементарных способа переноса теплоты: **теплопроводность, конвекцию и тепловое излучение.**

Теплопроводность представляет собой процесс молекулярного переноса теплоты в сплошной среде, обусловленный наличием градиента температуры. Теплопроводность в чистом виде, как правило, встречается в твердых телах. Так, в металлах перенос теплоты теплопроводностью связан с перемещением свободных электронов и колебаниями атомов кристаллической решетки.

Конвекция происходит только в газах и жидкостях и состоит в том, что перенос теплоты осуществляется перемещающимися в пространстве макроскопическими объемами среды.

Тепловое излучение – это процесс переноса теплоты в виде электромагнитных волн с двойным взаимным превращением – тепловой энергии в лучистую и обратно.

В действительности элементарные виды теплообмена не обособлены и в чистом виде встречаются редко. В большинстве случаев теплота передается комбинированным (совокупным) путем. Например, обмен теплотой между твердой поверхностью и жидкостью (или газом) происходит с помощью теплопроводности и конвекции одновременно и называется конвективным теплообменом или теплоотдачей.

Совокупность всех трех видов переноса теплоты называется сложным теплообменом.

Различают установившийся и неустойчивый процессы теплообмена. В аппаратах непрерывного действия температура в различных точках не изменяется во времени, и протекающие процессы теплообмена являются установившимися (стационарными). В аппаратах периодического действия температура изменяется во времени, процессы

теплообмена в таких аппаратах являются неустановившимися (нестационарными). Эти процессы имеют место также при пуске, остановке и изменении режимов работы аппаратов непрерывного действия.

В технических расчетах энтальпии обычно не рассчитывают, а находят их значения при данной температуре из тепловых и энтропийных диаграмм или из справочных таблиц.

Если теплообмен осуществляется при изменении агрегатного состояния теплоносителя (конденсация пара, испарение жидкости и др.) или в процессе теплообмена протекают химические реакции, сопровождаемые тепловыми эффектами, то в тепловом балансе должна быть учтена теплота, выделяющаяся при физическом или химическом превращении. Так, при конденсации насыщенного пара, являющегося греющим агентом, величина $I_{1н}$ в уравнении (13.1) представляет собой энтальпию поступающего в аппарат пара, а $I_{1к}$ – энтальпию удаляемого парового конденсата.

ОСНОВНОЕ УРАВНЕНИЕ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ

При расчете теплообменных аппаратов используется кинетическое уравнение, выражающее связь между тепловым потоком Q и площадью поверхности F теплопередачи. Это уравнение называется основным уравнением теплопередачи:

$$Q = KF\Delta t_{cp}\tau, \quad (13.5)$$

где K – кинетический коэффициент или коэффициент теплопередачи, определяющий скорость переноса теплоты; Δt_{cp} – средняя движущая сила или средняя разность температур между теплоносителями (средний температурный напор) по всей поверхности теплопередачи; τ –

время.

Таким образом, согласно (13.5), тепловой поток Q от горячего к холодному теплоносителю пропорционален площади поверхности теплопередачи F , среднему температурному напору $\Delta t_{\text{ср}}$ и времени τ .

ПЕРЕНОС ТЕПЛОТЫ ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬЮ

Температурное поле. Процесс теплопроводности неразрывно связан с распределением температуры внутри среды (тела). Поэтому при его изучении прежде всего необходимо установить понятие температурного поля и градиента температур.

Температурное поле – это совокупность значений температур в данный момент времени для всех точек рассматриваемой среды

Градиент температур. Если рассечь тело плоскостью и соединить точки, лежащие в этой плоскости и имеющие одинаковую температуру, то получим линии постоянных температур, называемые изотермами (рис. 13.1).

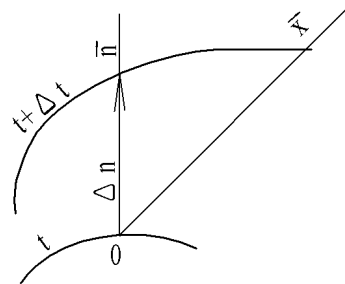


Рис. 13.1. Схема определения температурного градиента

В пространстве геометрическое место точек с одинаковыми температурами представляет собой изотермическую поверхность. Так как в одной и той же точке пространства одновременно не может быть двух различных температур, то изотермические поверхности друг с другом никогда не пересекаются.

Основной закон теплопроводности. Связь между потоком dQ , проходящим через элементарную площадку dF , расположенную на изотермической поверхности, за промежуток времени $d\tau$, и

градиентом температуры устанавливается законом Фурье, согласно которому

$$dQ = -\lambda dF d\tau (\partial t / \partial n), \quad (13.11)$$

$$q = Q / (F\tau) = -\lambda (\partial t / \partial n), \quad (13.12)$$

где q – плотность теплового потока или количество теплоты, передаваемое через единицу поверхности в единицу времени.

Дифференциальные уравнения теплопроводности. Изучение любого физического процесса связано с установлением зависимости между величинами, характеризующими данный процесс. Для сложных процессов, к которым относится передача теплоты теплопроводностью, при установлении зависимости между величинами удобно воспользоваться методами математической физики, которая рассматривает протекание не во всем изучаемом пространстве, а в элементарном объеме вещества в течение бесконечно малого промежутка времени.

Теплопроводность через плоскую стенку. Рассмотрим наиболее распространенный случай – теплопроводность через плоскую однослойную стенку, длина и ширина которой бесконечно велики по сравнению с ее толщиной δ (рис. 13.3).

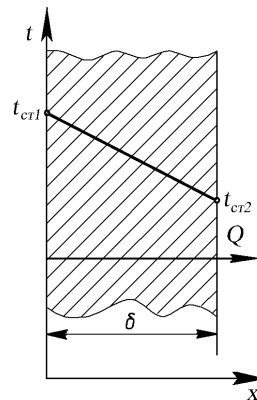


Рис. 13.3. Однослойная плоская стенка

Стенка имеет во всех своих частях одинаковую толщину, температуры поверхностей $t_{ст1}$ и $t_{ст2}$ поддерживаются постоянными, т. е. являются изотермическими, причем $t_{ст1} > t_{ст2}$. При установившемся процессе количества теплоты, подведенного к стенке и отведенного от нее, равны между собой и не изменяются во времени.

Температура меняется только в направлении, перпендикулярном к плоскости стенки, которое принимаем за ось x . В такой постановке температурное поле одномерное ($\partial t / \partial y = 0$, $\partial t / \partial z = 0$).

Коэффициент λ постоянен для всей стенки. При установившемся (стационарном) тепловом режиме температура в любой точке тела неизменна и не зависит от времени.

При постоянном коэффициенте теплопроводности λ это уравнение прямой линии. Таким образом, закон изменения температуры при прохождении теплоты через плоскую стенку будет линейным.

. ПЕРЕНОС ТЕПЛОТЫ КОНВЕКЦИЕЙ (КОНВЕКТИВНЫЙ ТЕПЛООБМЕН)

Конвекция состоит в том, что перенос теплоты осуществляется перемещающимися в пространстве объемами жидкости (газа). Перенос теплоты конвекцией тем интенсивнее, чем более турбулентно движется вся масса среды. Конвективный теплоперенос имеет высокое значение в пищевой технологии, поскольку от того, как осуществляется подвод или отвод теплоты, зачастую зависит эффективность проведения технологических процессов (например, нагревание, охлаждение, сушка и др.). В реальных условиях передача теплоты конвекцией всегда связана с теплопроводностью. Совместный процесс конвекции и теплопроводности называется **конвективным теплообменом (конвективной теплоотдачей)**.

Различают теплоотдачу, также как и конвекцию, **естественную** (свободную), обусловленную разностью плотностей в различных точках объема среды из-за разности температур в этих точках, и **вынужденную** (движение жидкости происходит вследствие затраты на этот процесс энергии извне – с помощью насоса, мешалки и т. п.).

Механизм переноса теплоты в ядре потока при турбулентном движении среды характеризуется интенсивным перемешиванием за счет турбулентных пульсаций, которое приводит к выравниванию температур в ядре до некоторого среднего значения $t_{ж}$. Соответственно перенос теплоты в ядре определяется прежде всего характером движения теплоносителя, а также зависит от его тепловых свойств. По мере приближения к стенке интенсивность теплоотдачи снижается вследствие образования вблизи стенки теплового пограничного слоя, толщина которого обычно не совпадает с толщиной гидродинамического пограничного слоя.

Если за пределами внешней границы теплового пограничного слоя преобладающее влияние на теплообмен оказывает турбулентный перенос, то в самом слое, по мере приближения к стенке, все большее значение приобретает теплопроводность, а в непосредственной близости от стенки (в весьма тонком тепловом подслое) перенос теплоты по нормали и стенке осуществляется только теплопроводностью.

Тепловым пограничным подслоем считается пристенный слой, в котором влияние турбулентных пульсаций на перенос теплоты становится пренебрежимо малым. Подобно тому, как при возрастании вязкости жидкости увеличивается толщина гидродинамического пограничного подслоя, возрастание теплопроводности приводит к утолщению теплового пограничного подслоя, в котором интенсивность переноса теплоты определяется коэффициентом температуропроводности a ($\text{м}^2/\text{с}$).

Теплопроводность и конвекция – разные физические процессы. Теплопроводность – явление молекулярное, конвекция – явление макроскопическое, при котором в переносе теплоты участвуют целые слои теплоносителя с разными температурами. Очевидно, что

конвекцией теплота переносится более интенсивнее, чем теплопроводностью. Развитие турбулентности способствует ускорению конвективного переноса теплоты. Например, нагревание или охлаждение жидкости через стенку аппарата, оснащенного мешалкой, происходит быстрее, чем без перемешивания жидкости.

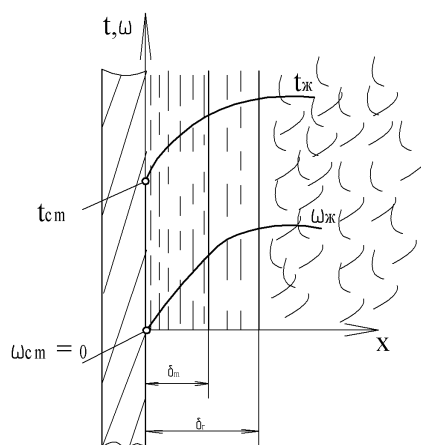


Рис. 13.6. Тепловой и гидродинамический пограничные слои в турбулентном потоке (δ_m и δ_r – толщина теплового и гидродинамического слоев)

Интенсификация конвективного теплообмена достигается уменьшением толщины теплового пограничного слоя. Толщина становится минимальной с развитием турбулентности потока. При этом в общем процессе переноса теплоты составляющая теплопроводности становится пренебрежимо малой по сравнению с конвекцией.

Дифференциальные уравнения конвективного теплообмена. Выделим в установившемся потоке жидкости элементарный параллелепипед с ребрами dx , dy и dz (см. рис. 13.2). Считаем, что плотность ρ жидкости, ее коэффициент теплопроводности λ и удельная теплоемкость c_p постоянны.

Подобие процессов теплоотдачи. С целью практического использования уравнения Фурье-Кирхгофа (13.29) проводят его подобное преобразование, т. е. записывают в виде функции от критериев подобия.

Остановимся вначале на подобии граничных условий. При турбулентном режиме жидкости теплота отдается пограничному слою в направлении, перпендикулярном направлению движения потока, тогда по закону Фурье (уравнение 13.11) количество теплоты,

проходящее через пограничный слой толщиной δ , через площадь сечения dF за время $d\tau$, составляет

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial \delta} dF d\tau. \quad (13.31)$$

Необходимым условием подобия процессов переноса теплоты является соблюдение гидродинамического и геометрического подобия. Первое характеризуется равенством критериев гомохронности Но, Рейнольдса Re и Фруда Fr в сходственных точках подобных потоков, а второе – постоянством отношений основных геометрических размеров стенки $L_1, L_2, \dots, L_n$ к некоторому характерному размеру.

Для труб характерным размером обычно является их диаметр ($L_0 = d$). В качестве L_0 могут быть приняты также длина трубы, радиус кривизны изогнутой трубы и т. д.

Безразмерный комплекс называется **критерием Прандтля**. Он целиком составлен из величин, выражающих физические свойства жидкости, и характеризует подобие физических свойств теплоносителей в процессах конвективного теплообмена. Критерий Pr является мерой подобия полей температур и скоростей.

Для капельных жидкостей значение Pr с увеличением температуры уменьшается. Для газов Pr равно единице, для жидкостей $Pr = 10 \dots 100$. Поэтому для жидкостей тепловой подслой меньше гидродинамического.

Теплоотдача при ламинарном движении жидкости в трубах. При входе жидкости в трубу за счет торможения, вызываемого стенками, на них формируется гидродинамический пограничный слой. По мере удаления от входа толщина пограничного слоя постепенно увеличивается и становится равной радиусу трубы, а в трубе устанавливается постоянное

распределение скоростей, характерное для данного режима течения, или наступает стабилизированное течение.

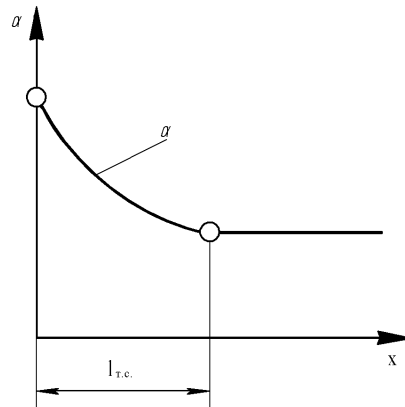


Рис. 13.8. Изменение α по длине трубы

Длина входного участка, предшествующего участку гидродинамической стабилизации, а также кинетика роста пограничного слоя определяются значением Re . Теплоотдача при течении жидкости в трубе неодинакова по длине. Поэтому кроме участка стабилизированного течения образуется участок тепловой стабилизации $l_{т.с.}$. У входа в трубу коэффициент теплоотдачи α имеет максимальное значение, после чего резко убывает и при стабилизированном течении стремится к постоянному значению (рис. 13.8).

Вязкостно-гравитационный режим характеризуется тем, что вынужденное течение жидкости сопровождается естественной конвекцией. Тогда теплота будет передаваться теплопроводностью и конвекцией. При этом режиме большое значение имеет направление свободной конвекции и вынужденного течения. Они могут совпадать, быть противоположны друг к другу или быть взаимно перпендикулярными. Последнее имеет место в горизонтальных трубах.

В случае совпадения движений естественной и вынужденной конвекций скорости жидкости у стенки возрастают и теплоотдача увеличивается. При противоположном направлении движений вынужденной и естественной конвекции скорость у стенки и теплоотдача уменьшаются.

При образовании у стенки вихревого движения, особенно заметного у вертикальных труб, теплоотдача усиливается. В случае взаимно перпендикулярного движения естественной и вынужденной конвекций вследствие лучшего перемешивания жидкости теплоотдача усиливается. Следовательно, в неизотермических условиях строгого ламинарного режима быть не может.

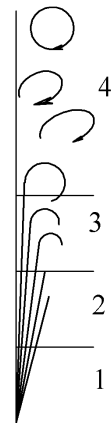


Рис 13.9. Структура потоков при естественной конвекции: 1 – пленочное течение; 2 – ламинарный режим; 3 – переходная область; 4

Теплоотдача при естественной конвекции. При естественной конвекции движущая сила, обуславливающая движение жидкости, возникает под действием ее плотности вследствие изменения температуры в пространстве. При естественной конвекции вблизи нагретой стенки жидкость движется вверх, а около холодной – вниз. В результате возникают конвекционные токи теплоносителя в рабочем объеме аппарата, который можно рассматривать как неограниченное пространство.

При свободном движении теплоотдача зависит от формы и размеров поверхности нагрева (или охлаждения), температуры этой поверхности, температуры жидкости, коэффициента объемного расширения β и других ее физических свойств (λ, a, ν, ρ), а также от ускорения силы тяжести. Вместе с тем скорость движения жидкости не оказывает влияния на теплоотдачу, поскольку она является функцией независимых переменных, указанных выше. Поэтому критерий Рейнольдса не входит в обобщенное уравнение теплоотдачи при естественной конвекции. Определяющими являются критерии Грасгофа Gr и Прандтля Pr .

. Рассмотрим варианты свободного теплообмена в пространстве.

При теплообмене между жидкостью и обтекаемой ею стенкой разность температур по сечению потока жидкости вверху и внизу, а следовательно, скорость и режим движения зависят от высоты стенки, при этом отмечают четыре режима движения.

Теплоотдача при механическом перемешивании. Теплообменные аппараты с механическими мешалками широко распространены в пищевой технологии. Значения коэффициентов теплоотдачи в них зависят от типа теплообменного устройства (рубашки, змеевики и др.), конструкции аппарата (с внутренними отражательными перегородками и без них), конструкции мешалки и физических свойств перемешиваемой среды.

Пленочное течение. Существует три способа передачи теплоты от стенки к пленке жидкости: 1) перенос теплоты к жидкости при отсутствии теплообмена на внешней поверхности пленки; 2) перенос теплоты к жидкости, осложненный тепломассообменом на ее свободной поверхности; 3) перенос теплоты при парообразовании на обтекаемой твердой поверхности. К первому способу относятся процессы нагревания или охлаждения жидкости в пленочных теплообменниках, ко второму – процессы отгонки летучих компонентов путем их испарения, а также процессы абсорбции и десорбции. По третьему способу процесс теплоотдачи происходит при кипении жидкости на обогреваемой твердой поверхности.

Теплоотдача при кипении жидкости. До сих пор изучались процессы, в которых рабочее тело не меняло своего агрегатного состояния. В данном разделе будут рассматриваться процессы кипения жидкости, при котором жидкая фаза переходит в парообразную.

Теплоотдача при кипении нашла применение в пищевой технологии, например, в выпарных, ректификационных и холодильных установках.

В процессе кипения происходит интенсивное парообразование во всем объеме кипящей жидкости с образованием паровых пузырьков. Этот процесс протекает при температуре насыщения T_n или несколько превышающей это значение и сопровождается поглощением теплоты фазового перехода. Различают кипение жидкости на поверхности нагрева и кипение в объеме жидкости. В отличие от процесса теплообмена при конвекции однофазной жидкости, процесс теплообмена при кипении является более интенсивным, т. к. сопровождается дополнительным переносом теплоты и массы с помощью пузырьков или паровой пленки.

Теплообмен при непосредственном контакте теплоносителей. При непосредственном контакте в системах газ – жидкость и газ (жидкость) – твердое тело интенсифицируются процессы теплообмена и упрощается их аппаратное оформление.

Теплообмен при непосредственном контакте газа и жидкости (например, в скрубберах и градирнях) является типичным процессом тепломассопереноса. Так, если вода при контакте с воздухом охлаждается, то происходит частичное испарение воды и ее распространение в потоке воздуха. При этом испарение происходит при температуре меньшей, чем температура кипения жидкости при данном давлении. Принимают, что основное сопротивление процессу переноса теплоты в системах газ – жидкость сосредоточено в газовой среде. Несмотря на важное значение процессов тепломассообмена, отсутствуют широкие обобщения для расчета теплопередачи в условиях непосредственного соприкосновения фаз.

Теплообмен при непосредственном контакте газа (жидкости) с твердым зернистым материалом зависит от состояния слоя этого материала. Последний может быть неподвижным, движущимся или псевдооживленным.

Теплообмен в псевдоожигенном слое вследствие развитой поверхности частиц дисперсного материала протекает очень интенсивно.

Расчет процесса затруднителен из-за сложности определения поверхности теплообмена в слое и разности температур между материалом и ожимающим агентом. Измерение температуры витающих частиц материала порой не представляется возможным.

Теплообмен в псевдоожигенном слое заключается в конвективном переносе теплоты в основном теплопроводностью внутри частиц. Если вклад теплового излучения незначителен, им пренебрегают. В качестве расчетной величины принимают среднюю температуру частиц. При математическом описании процесса теплообмена в псевдоожигенном слое принимают ряд упрощающих допущений, которые позволяют получить аналитические решения уравнений, приемлемые для выполнения инженерных расчетов. При этом важно, чтобы эти допущения не искажали физику процесса..

Теплопередача при переменных температурах теплоносителей. В промышленных условиях к таким процессам относятся нагревание и охлаждение. Если направление движения горячего теплоносителя противоположно движению холодного теплоносителя, то такое движение называется противотоком (рис. 13.25, б). Если же горячий теплоноситель движется перпендикулярно движению холодного теплоносителя, то такое движение называется перекрестным током (рис. 13.25, в). При смешанном токе (простом – рис. 13.25, г и многократном – рис. 13.25, д) один теплоноситель движется в одном направлении, а другой – попеременно как прямотоком, так и противотоком.

Движущая сила процессов теплопередачи при переменных температурах изменяется в зависимости от вида взаимного направления движения теплоносителей. Поэтому выражение

средней движущей силы в общем уравнении теплопередачи также будет зависеть от относительного направления движения теплоносителей и характера организации процесса теплопередачи (непрерывный или периодический).

Теплоотдача при нестационарном режиме. Нестационарный перенос теплоты возникает в теплообменных аппаратах кратковременно при их пуске, остановке или изменении режима их работы. В этих условиях аппараты рассчитывают только для основного, стационарного теплообмена. Вместе с тем в аппаратах периодического действия (например, при нагревании или охлаждении жидкости в аппаратах с рубашкой, змеевиком и др.) нестационарный перенос теплоты является основным.

\

ЛЕКЦИЯ 14.

ПРОЦЕСС НАГРЕВАНИЯ И ОХЛАЖДЕНИЯ.

ПЛАН.

1. НАГРЕВАЮЩИЕ АГЕНТЫ И СПОСОБЫ НАГРЕВАНИЯ.

2. КЛАССИФИКАЦИЯ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ..

3. ТЕПЛООБМЕННИКИ.

Нагревание – это процесс повышения температуры продуктов путем подвода к ним теплоты. В пищевой промышленности нагревание проводят в теплообменных аппаратах (теплообменниках).

Теплообменниками называют аппараты, предназначенные для передачи теплоты от одних веществ к другим. Вещества, участвующие в процессе передачи теплоты, называются теплоносителями. Теплоносители, имеющие более высокую температуру, чем нагреваемая среда, и отдающие теплоту, принято называть нагревающими агентами.

Движущая сила теплообменных процессов – разность температур теплоносителей. Под действием этой разности теплота передается от горячего теплоносителя к холодному.

Основными методами нагревания в пищевой технологии являются нагревание горячей водой, насыщенным водяным паром, дымовыми, или топочными, газами, представляющими собой газообразные продукты сгорания топлива, и электрическим током.

К теплоносителям предъявляются следующие требования: они должны обладать малой вязкостью, высокими плотностью, теплоемкостью и теплотой парообразования, быть негорючими, нетоксичными, термически стойкими, не оказывать разрушающего воздействия на материал теплообменника, они должны обеспечивать достаточно высокую интенсивность теплообмена при небольших массовых и объемных его расходах и быть достаточно дешевыми. Выбор теплоносителя определяется величиной требуемой температуры нагревания. Наиболее экономически целесообразна утилизация теплоты некоторых продуктов и отходов производства, которые используются в качестве теплоносителей в теплообменных аппаратах.

Нагревание горячей водой. Вода является доступным и дешевым теплоносителем, имеющим высокие теплоемкость и коэффициент теплоотдачи. Обычно обогрев водой осуществляется через разделяющую теплоноситель и продукт стенку аппарата. Ее используют для повышения температуры и пастеризации пищевых продуктов при температурах ниже 100 °С. Для нагревания до температуры выше 100 °С применяют перегретую воду, находящуюся под избыточным давлением. Однако коэффициенты теплоотдачи от горячей воды ниже, чем от конденсирующегося пара. Кроме того, температура горячей воды снижается вдоль поверхности теплообмена, что ухудшает равномерность нагрева и затрудняет его регулирование. В некоторых случаях для нагрева используют конденсат водяного пара.

При нагревании водой часто применяют циркуляционный способ обогрева. По этому способу горячая вода перемещается между нагревателем и теплообменником, в котором она

отдает теплоту. Циркуляция может быть естественной или принудительной. Первая происходит за счет разности плотностей горячего и холодного теплоносителей.

Более эффективным является способ обогрева при принудительной циркуляции, которую осуществляют с помощью насоса.

Нагревание водяным паром. Наиболее широко применяется в качестве греющего агента насыщенный водяной пар. В результате конденсации пара получают большие количества теплоты при относительно небольшом расходе пара, т. к. его теплота конденсации составляет приблизительно 2264 кДж/кг при давлении 0,098 МПа. Вследствие высоких коэффициентов теплоотдачи от конденсирующегося пара сопротивление переносу теплоты со стороны пара мало.

Основной недостаток водяного пара – значительное возрастание давления с повышением температуры. Поэтому температуры, до которых можно производить нагревание насыщенным водяным паром, обычно не превышают 180...190 °С, что соответствует давлению пара 1,0...1,2 МПа.

Нагревание глухим паром. Наиболее распространено нагревание глухим паром в теплообменнике, где нагреваемая среда (жидкость или газ) нагревается паром через разделяющую их стенку. Пар, соприкасаясь с более холодной стенкой, конденсируется на ней, и пленка конденсата стекает по поверхности стенки. Для того чтобы облегчить удаление конденсата, пар вводят в верхнюю часть аппарата, а конденсат отводят из его нижней части. Температура пленки конденсата близка к температуре конденсирующегося пара, и эти температуры могут быть приняты равными друг другу.

Расход D пара при непрерывном нагревании определяют из уравнения теплового баланса

$$D = \frac{Gc(t_2 - t_1) + Q_{\text{п}}}{i_{\text{п}} - i_{\text{к}}}, \quad (14.3)$$

где G – расход нагреваемой среды; c – средняя удельная теплоемкость нагреваемой среды; t_1, t_2 – начальная и конечная температуры нагреваемой среды; $i_{\text{п}}, i_{\text{к}}$ – энтальпии греющего пара и конденсата; $Q_{\text{п}}$ – потери теплоты в окружающую среду.

Нагревание острым паром. В тех случаях, когда допустимо смешение нагреваемой среды с паровым конденсатом, используют нагревание острым паром, который вводят непосредственно в нагреваемую жидкость.

Если одновременно с нагреванием жидкость необходимо перемешать, то ввод острого пара осуществляют через барботеры – трубы, расположенные у дна аппарата, закрытые с конца и снабженные множеством мелких отверстий, обращенных кверху. Для лучшего перемешивания, снижения шума, вызванного резким уменьшением объема пара при конденсации, и устранения гидравлических ударов применяют бесшумные подогреватели – сопла и диффузоры.

Нагревание топочными газами. Дымовые, или топочные, газы образуются при сжигании твердого, жидкого или газообразного топлива в котельных, хлебопекарных и других печах и т. д. Их используют для нагрева промежуточных теплоносителей через стенку. Недостатками обогрева топочными газами являются: низкий (не более 35...60 Вт/(м²·К)) коэффициент теплоотдачи, неравномерность нагрева, окисление стенок аппаратов, возможность загрязнения продуктами неполного сгорания топлива при непосредственном нагревании пищевых продуктов.

Нагревание электрическим током. Применение электрического тока для нагревания пищевых продуктов не получило широкого распространения в промышленности, хотя с его

помощью нагрев можно производить в очень широком диапазоне температур, точно поддерживая и легко регулируя температуру нагрева в соответствии с технологическим режимом. Более того, электрические нагревательные устройства отличаются простотой, компактностью и удобны для обслуживания. Обычно применяют нагревание электрическими сопротивлениями (омический нагрев), а также высокочастотное нагревание.

Нагревание электрическим сопротивлением. Нагрев осуществляется в электрических печах сопротивления при прохождении тока через нагревательные элементы, выполненные в виде проволочных спиралей или лент. Нагревательные элементы изготавливаются, главным образом, из хромо-железо-алюминиевых сплавов, обладающих большим омическим сопротивлением и высокой жаростойкостью (нихромы или фехрали). Теплота, выделяющаяся при прохождении электрического тока через нагревательные элементы, передается стенкам обогреваемого аппарата. Температуру нагрева обычно регулируют отключением отдельных секций нагревательных элементов.

Высокочастотное нагревание используют для нагревания диэлектриков, т. е. материалов, не проводящих электрического тока. Принцип высокочастотного нагревания заключается в том, что молекулы материала, помещенного в переменное электрическое поле, начинают колебаться с частотой поля и при этом поляризуются. Колебательная энергия частиц затрачивается на преодоление трения между молекулами диэлектрика и превращается в теплоту непосредственно в массе нагреваемого материала.

Классификация теплообменных аппаратов. Теплообменные аппараты имеют разнообразное конструктивное оформление, которое зависит от характера и условий протекающих в них процессов. В связи с разнообразием требований в промышленности

используются теплообменные аппараты различных типов, которые классифицируются:

: для проведения теплопередачи без изменения агрегатного состояния рабочей среды (нагреватели, охладители), проведения теплопередачи с изменением агрегатного состояния рабочих сред (испарители, кипятильники, конденсаторы), одновременного проведения технологического процесса и теплопередачи (реакторы, абсорберы, теплообменники, встроенные в установки);

– **роду рабочих сред**: паро-жидкостные; жидкостно-жидкостные; газо-жидкостные; газо-газовые;

– **взаимному направлению движения рабочих сред**: прямоточные, в которых обе среды движутся в одном направлении; противоточные – обе среды движутся в противоположных направлениях; перекрестного тока – обе рабочие среды движутся во взаимно перпендикулярных направлениях; смешанного тока, в которых направления потоков рабочих сред возможны в различных сочетаниях (прямоток и противоток);

– **характеру температурного режима в теплообменных аппаратах**: аппараты с установившимся тепловым режимом, в которых температура рабочей среды на данном участке поверхности теплообмена с течением времени не изменяется (теплообменники непрерывного действия); аппараты с неустановившимся тепловым режимом, в которых температура рабочей среды на данном участке поверхности теплообмена изменяется с течением времени (теплообменники периодического действия);

– **конструктивному признаку**: типа «труба в трубе», кожухотрубные, ламельные, пластинчатые, змеевиковые, спиральные, пластинчато-ребристые, оросительные, специальные (аппараты с рубашками, ребристые аппараты), комбинированные и др.

– **принципу действия:** рекуперативные (в них теплоносители разделены стенкой и теплота передается от одного теплоносителя к другому через эту стенку), регенеративные (в них рабочая поверхность попеременно омывается различными теплоносителями: при омывании одним из теплоносителей она нагревается за счет его теплоты; при омывании ее другим теплоносителем она охлаждается, передавая теплоту последнему) и смешительные, в которых передача теплоты происходит при непосредственном соприкосновении и смешении теплоносителей.

Теплообменники типа «труба в трубе». Они представляют собой один или несколько теплообменных элементов, расположенных один под другим (рис. 14.1). Каждый из элементов состоит из внутренней трубы 1 и охватывающей ее наружной трубы 2.

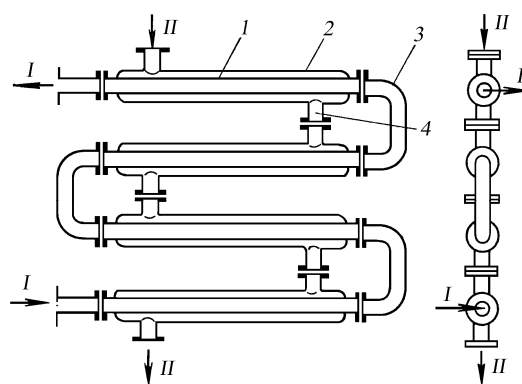


Рис. 14.1. Двухтрубный теплообменник типа «труба в трубе»: 1 – внутренняя труба; 2 – наружная труба; 3 – соединительное колено; 4 – соединительный патрубок; I, II – теплоносители

Внутренние трубы отдельных элементов соединены последовательно коленами (калачами) 3. Наружные трубы соединены также последовательно патрубками 4. Теплоноситель I движется по внутренним трубам, теплоноситель II – по кольцевым каналам между трубами 1 и 2.

Теплообмен между теплоносителями осуществляется через стенки внутренних труб. В этих теплообменниках обеспечиваются высокая скорость теплоносителей (даже при малых расходах) и высокая интенсивность теплообмена. Однако эти теплообменники громоздки и металлоемки, поэтому их применяют преимущественно для проведения

процессов нагрева или охлаждения при высоких давлениях. При необходимости создания большой площади поверхности теплообмена устанавливают несколько параллельно соединенных элементов.

Теплоносители обычно направляют противотоком друг к другу. При этом нагреваемый теплоноситель направляют снизу вверх, а теплоноситель, отдающий теплоту, – в противоположном направлении. Такое направление движения каждого теплоносителя совпадает с направлением, в котором стремится двигаться данный теплоноситель под влиянием изменения его плотности при нагревании или охлаждении. Кроме того, при указанных направлениях движения теплоносителей достигается более равномерное распределение скоростей и идентичные условия теплообмена по площади поперечного сечения аппарата.

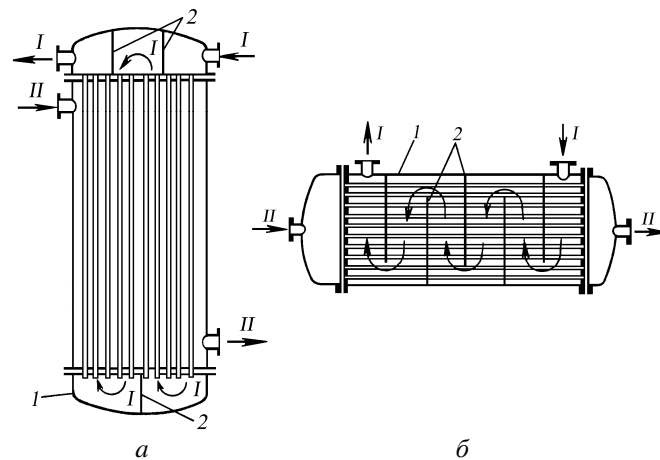


Рис. 14.4. Многоходовые кожухотрубные теплообменники: *а* – вертикальный (по трубному пространству): 1 – днище; 2 – перегородки; *б* – горизонтальный (по межтрубному пространству): 1 – кожух; 2 – направляющие перегородки; I, II – теплоносители

Различают **одноходовые и многоходовые кожухотрубные теплообменники**. В одноходовом теплообменнике (см. рис. 14.2) один поток теплоносителей движется параллельно во всех трубах, другой – в межтрубном пространстве параллельно трубам. В многоходовом (по трубному пространству) теплообменнике (рис. 14.4, *а*) пучок труб разделен на несколько секций (ходов), по которым теплоноситель I проходит последовательно. Разбивка труб на секции осуществляется перегородками 2 в верхнем и нижнем днищах 1 теплообменника. Путь

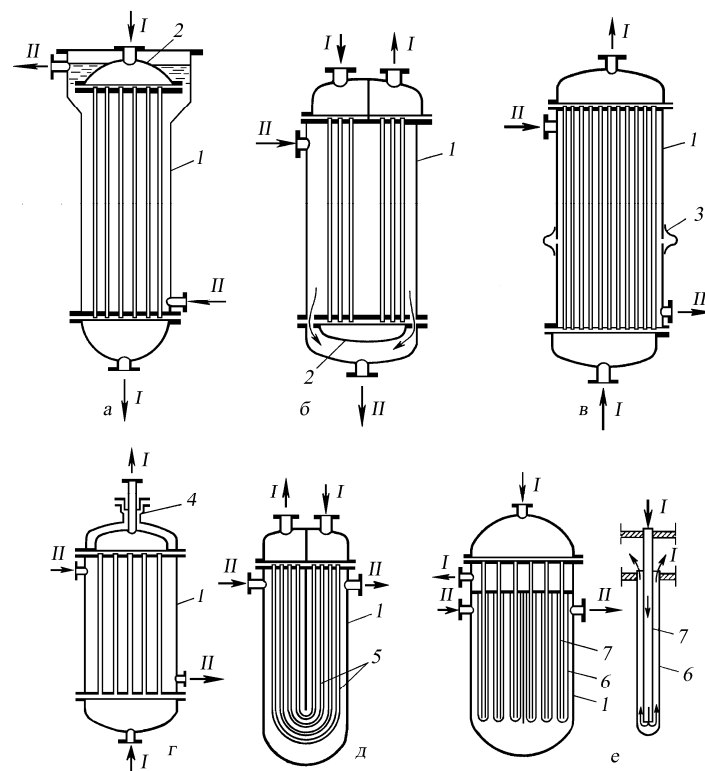


Рис. 14.5. Теплообменники с компенсацией температурных удлинений: а – с «плавающей» головкой открытого типа; б – с «плавающей» головкой закрытого типа; в – с линзовым компенсатором; г – с сальниковым компенсатором; д – с U-образными трубами; е – с двойными трубами; 1 – кожух; 2 – «плавающая» головка; 3 – линзовый компенсатор; 4 – сальник; 5 – U-образные трубы; 6 – наружная труба с закрытым нижним концом; 7 – внутренняя труба с открытыми концами; I, II – теплоносители

теплоносителя I по четырем ходам показан стрелками.

На рис. 14.5, в показан *теплообменник с линзовым компенсатором* на корпусе. Температурные деформации компенсируются осевым сжатием или расширением этого компенсатора. Такие теплообменники применяют при температурных деформациях, не превышающих 10...15 мм, и при давлении в межтрубном пространстве не выше 0,25 МПа.

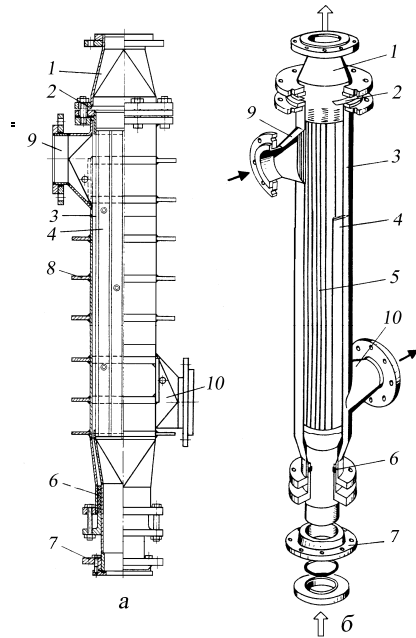


Рис. 14.6. Ламельные теплообменники в корпусе прямоугольной (а) и цилиндрической (б) формы: 1 – камера для ввода рабочей среды в каналы; 2 – фланцевое разъемное соединение ламельного пучка с корпусом; 3 – корпус аппарата; 4 – пучок ламелей (плоских труб); 5 – межтрубное пространство; 6 –

Очень важным фактором, определяющим работу теплообменников, является скорость движения теплоносителей. При увеличении скорости возрастает интенсивность теплообмена, но увеличивается гидравлическое сопротивление. Оптимальные скорости обычно соответствуют устойчивому турбулентному режиму движения теплоносителей и в большинстве случаев лежат в пределах $0,1 \dots 2,0$ м/с для жидкостей и $2 \dots 20$ кг/(м²·с) – для газов.

Ламельные теплообменники. Ламельный теплообменник состоит из пакета сварных попарно пластин, образующих пучок плоских труб, вмонтированных в кожух (рис. 14.6). Пучок плоских труб заканчивается сварными трубными решетками. Прямоугольная в поперечном сечении форма трубного пучка применяется в аппаратах для небольших давлений. В этом случае конструкция теплообменника упрощена. Кожух имеет в сечении прямоугольную форму, соответствующую форме трубного пучка, причем плоские стенки кожуха приходится делать с ребрами жесткости. Цилиндрический кожух и соответствующая ему круглая в поперечном сечении форма трубного пучка способны лучше воспринимать нагрузки при более высоких давлениях. Для обеспечения полного заполнения круглого сечения цилиндрического кожуха ширина каждой плоской трубы должна

соответствовать длине хорды, по которой устанавливается данная труба.

Применяемые в промышленности ламельные теплообменники имеют диаметры кожухов от 100 до 1000 мм. Соответствующей ширины изготавливают и сварные плоские трубы. Зазор между стенками внутри труб, а также в межтрубном пространстве составляет от 2 до 12 мм. Длина плоских труб от 2 до 6 м.

Пластинчатые теплообменники. Одними из перспективных видов теплообменных аппаратов являются пластинчатые. Основные требования к их конструкциям: обеспечение высокого коэффициента теплопередачи при наименьшем гидравлическом сопротивлении; минимальный расход материалов на единицу производительности аппарата; надежность и герметичность в сочетании с разборностью и доступностью к поверхности теплообмена для механической очистки ее от загрязнений; унификация узлов и деталей и технологичность механизированного изготовления разнообразных поверхностей теплообмена для различного диапазона рабочих температур и давлений.

Теплопередающие пластины классифицируются по форме профиля рабочей поверхности:

- *на плоские*;
- *узкоканальчатые* (со спиральными фрезерованными каналами, с зигзагообразными фрезерованными каналами, с зигзагообразными штампованными каналами, конические со спиральными каналами);
- *с турбулизирующими вставками*;
- *на ленточно-поточные* (с плоской рабочей поверхностью, с простыми горизонтальными гофрами, с рифлеными горизонтальными гофрами);
- *сетчато-поточные* (с прерывистыми турбулизаторами, с непрерывными

турбулизаторами).

Плоские пластины. Самым простым по форме элементом поверхности теплообмена является плоская пластина. Попарное соединение таких пластин позволяет создать две системы каналов, изолированных одна от другой теплопередающей стенкой. Конструкция этих пластин имеет ряд существенных недостатков. Плоские пластины не приспособлены для работы при значительной разности давлений по обе стороны стенки.

Для компенсации возникающих деформаций на поверхности приходится делать ребра жесткости или приваривать дистанционные штифты или, наконец, сваривать пластины в виде плоских труб со специально выштампованными элементами для точек взаимной опоры пластин в аппарате. Скорости движения рабочих сред в каналах, составленных из плоских пластин, обычно низки, поэтому они мало пригодны для работы с жидкими рабочими средами и не получили распространения в пищевой промышленности.

Канальчатые пластины. Стремление повысить скорости движения жидкостей в межпластинных каналах и обеспечить при этом достаточную жесткость системы для восприятия нагрузок от давления привело к созданию пластин канальчатого типа. Они характеризуются зигзагообразным или спиральным каналом на поверхности

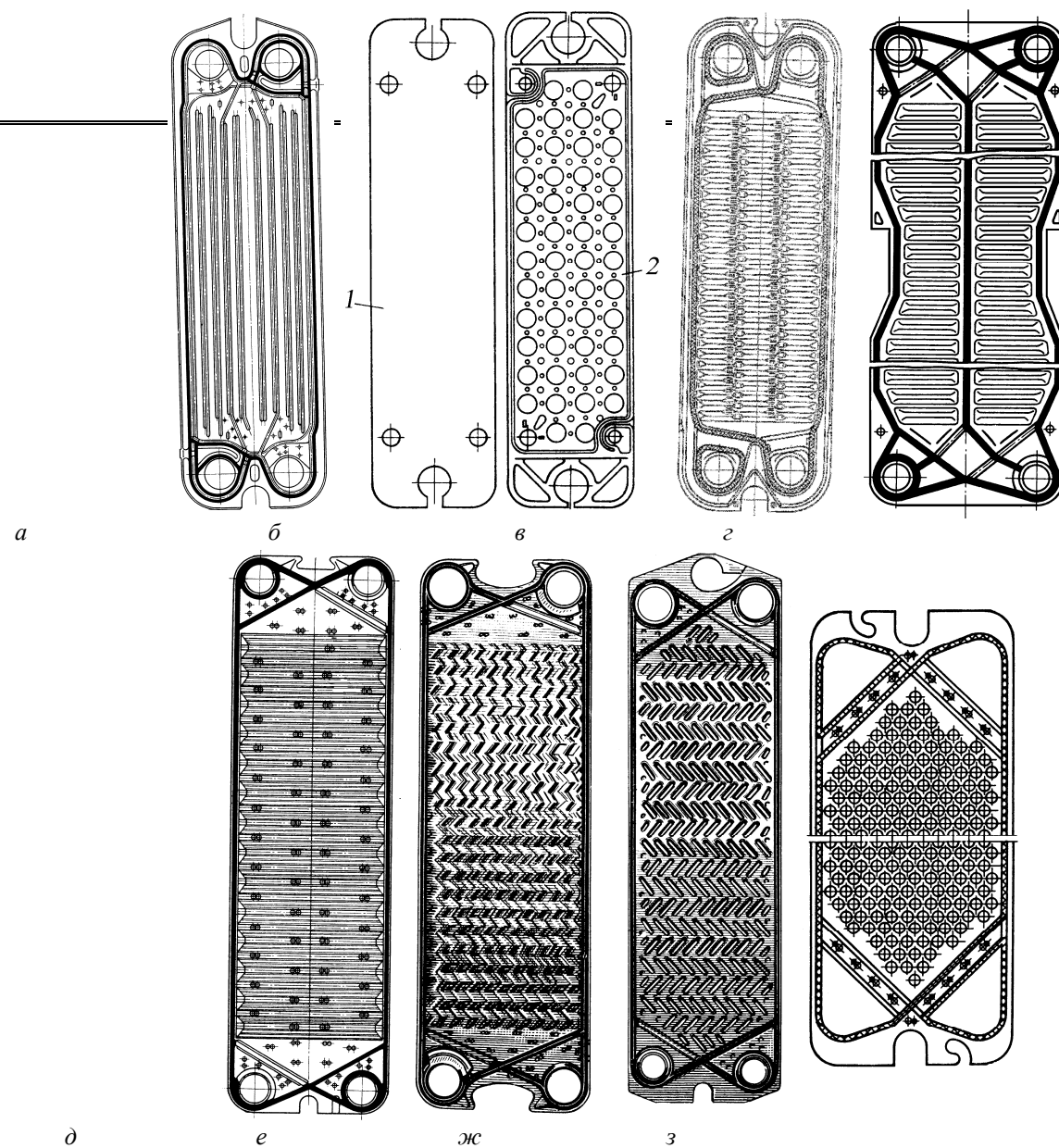


Рис. 14.8. Теплообменные пластины: *a* – канальчатого типа из штампованных элементов «Астра» (ОПВ); *б* –

Пластины с турбулизирующими вставками. Пластинчатая пара «Мульти-Пасс» состоит из плоской металлической пластины и фигурной вставки-прокладки, расположенной между двумя плоскими пластинами (рис. 14.8, б). Вставка выполняет одновременно функции уплотнения и турбулизации. Жидкость входит в межпластинный канал и омывает фигурную вставку. В результате турбулизации потока при обтекании фигурной вставки теплоотдача от плоской стенки увеличивается. Турбулизирующие вставки изготавливают как из пластмасс, так и из металлов. Часто вставки делают перфорированными. В эксплуатационном отношении плоские пластины со вставками имеют некоторые преимущества: пластины, несущие тепловую нагрузку и, следовательно, наиболее подверженные отложениям и загрязнению, будучи плоскими, удобны для чистки; температура перфорированных фигурных вставок равна средней температуре жидкости, поэтому отложение пригара на них не наблюдается.

Пластины ленточно-поточного типа. Ленточно-поточные пластины имеют горизонтальные гофры треугольного, синусоидального или иного профиля. Благодаря наличию гофр на поверхности теплообмена создаются извилистые щелевидные межпластинные каналы, в которых достигается значительная турбулизация движущихся рабочих сред при сравнительно малых скоростях потока. Они имеют повышенную жесткость по сравнению с плоскими пластинами.

Различают два вида пластин сетчато-поточного типа: с прерывистыми и непрерывными по ширине пластины турбулизаторами. Для обоих видов характерно сочетание опорных и турбулизирующих функций в одних и тех же элементах профиля и большое число точек контакта, которые равномерно распределены между смежными пластинами.

Пластинчатые теплообменники по конструкции могут быть односекционными и многосекционными или комбинированными.

Односекционным пластинчатым теплообменником назовем аппарат, в котором в теплообмене участвуют только две рабочие среды.

В пищевой промышленности широкое применение находят и такие конструкции пластинчатых аппаратов, в которых происходит несколько видов тепловой обработки жидкого пищевого продукта – основной рабочей среды. Это достигается путем соединения в одном аппарате нескольких взаимосвязанных, но самостоятельных теплообменных зон, в которых, например, нагревают продукт паром с целью стерилизации или пастеризации, затем постепенно охлаждают его холодным продуктом, идущим на подогрев, потом холодной водой и, наконец, рассолом до конечной температуры. Такую конструкцию имеют известные пастеризационно-охладительные аппараты, которые принято называть комбинированными.

В компоновках каналов для рабочих сред возможны различные варианты.

1. Каналы для первой рабочей среды составлены также, как и каналы для второй среды. Таким образом, если в первом пакете для первой рабочей среды есть четыре канала, то и в пакете со стороны второй рабочей среды четыре; далее идет пакет из трех каналов и т. д. Такую схему компоновки пластин в теплообменнике называют *симметричной*.

При данной схеме одна рабочая среда проходит последовательно такое же число пакетов, как и другая. Если расходы двух рабочих сред равны, то при симметричной компоновке равны и их скорости в межпластинных каналах.

2. Все каналы для второй рабочей среды соединены параллельно и образуют один общий пакет, охватывающий зону всех пакетов для первой рабочей среды. Схему компоновки, при

которой число каналов в пакетах для первой и второй рабочих сред неодинаково, называют *несимметричной*.

Пластинчатые аппараты часто используют для подогрева и охлаждения рабочих сред без изменения их агрегатного состояния. При этом обычно применяют односекционные одно- и многопакетные аппараты. По расположению проходных отверстий для каждой рабочей среды на пластинах различают пластины с односторонним расположением отверстий (рис. 14.9, а) и с диагональным расположением отверстий (рис. 14.9, б).

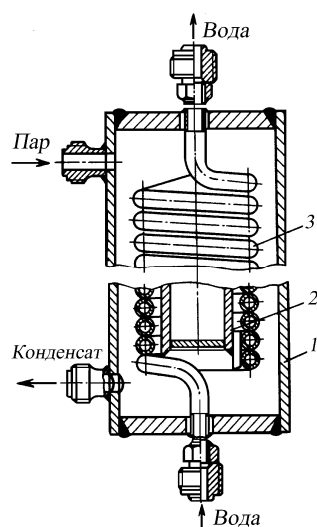


Рис. 14.11. Змеевиковый теплообменник: 1 — корпус; 2 — стакан; 3 — змеевик из трубы

Змеевиковые теплообменники. Теплообменники этого типа отличаются простотой устройства. Теплообменный элемент (змеевик) представляет собой изогнутую трубу, погруженную в жидкость, которая нагревается или охлаждается теплоносителем, движущимся по змеевику.

Змеевиковый теплообменник имеет корпус 1, в котором размещен змеевик 3 (рис. 14.11). Витки змеевика ориентированы по винтовой линии. При большой площади поверхности теплообмена змеевики по длине набирают из нескольких секций. Во избежание прогибов труб при большом числе витков и большом диаметре навивки каждый виток закрепляют на стаканах 2.

Оросительные теплообменники применяют, главным образом, для охлаждения жидкостей и газов или конденсации паров.

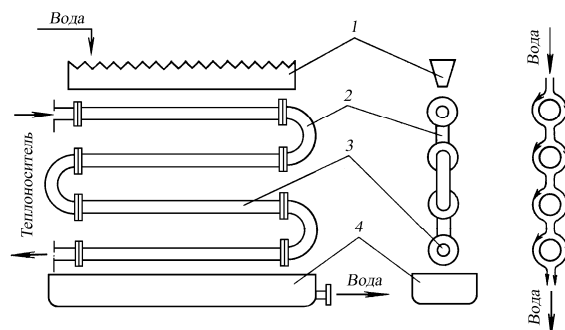


Рис. 14.13. Оросительный теплообменник: 1 – желоб; 2 – соединительное колено; 3 – труба; 4 – корыто

Оросительный теплообменник (рис. 14.13) состоит из ряда расположенных одна над другой труб 3, соединенных коленами 2. Снаружи трубы орошаются водой. По трубам протекает охлаждаемый теплоноситель. Орошающая вода подается на верхнюю трубу, с которой стекает на расположенные ниже трубы. Для равномерного орошения верхней трубы на ней установлен желоб 1 с зубчатыми краями. В нижней части имеется корыто 4 для сбора воды.

Оросительные теплообменники просты по устройству, но довольно громоздки. Теплообмен от труб к орошающей воде характеризуется невысокими значениями коэффициентов теплоотдачи.

Орошающая трубы вода частично испаряется, благодаря чему расход воды в них меньше, чем в теплообменниках других типов. При недостаточном орошении происходит сильное испарение воды, поэтому оросительные теплообменники устанавливают обычно на открытом воздухе. В помещениях же во время работы они сильно увлажняют воздух. Чтобы этого избежать, теплообменники приходится помещать в громоздкие кожухи, подключенные к вытяжной вентиляции.

1. Аппараты с тупиковыми каналами и крышками (тип I). Одна боковая сторона спирального канала закрыта (заварена), а другая открыта для механической очистки от загрязнений. Под крышку кладут сплошную круглую эластичную прокладку с отверстием в центре. Прокладка препятствует перетоку одноименной рабочей среды между витками

спирали. Для чистки каналов крышку и прокладку снимают. Тупиковая конструкция каналов наиболее распространена.

2. Аппараты со сквозными каналами и крышками (тип II). Такие аппараты для одной из рабочих сред имеют канал, открытый с обоих торцов. Для второй рабочей среды канал наглухо заварен и не имеет доступа для механической очистки. Уплотнение достигается при помощи манжет U-образного сечения или листового прокладочного материала. Каналы такого типа легко поддаются чистке, но основной их недостаток заключается в возможности перетока теплоносителя из одного канала в другой.

3. Аппараты с глухими каналами для обеих рабочих сред (тип III). В них канал заваривается на торцах с обеих сторон. Недостатком такой конструкции является невозможность механической очистки каналов от загрязнений, возможна только химическая промывка аппарата.

Навивка спиральных теплообменников производится из рулонной стали шириной от 0,2 до 1,5 м, площадь поверхности нагрева теплообменников от 3,2 до 100 м²; ширина канала 8 или 12 мм, давление до 1 МПа. Толщина стенок при давлении до 0,3 МПа – 2 мм, до 0,6 МПа – 3 мм.

ЛЕКЦИЯ 15.

ПРОЦЕСС КОНДЕНСАЦИИ.

1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОЦЕССА КОНДЕНСАЦИИ

2. ТЕПЛООТДАЧА ПРИ КОНДЕНСАЦИИ ПАРА

3. ОСНОВНЫЕ ТИПЫ КОНДЕНСАТОРОВ

.4. РАСЧЕТ КОНДЕНСАТОРОВ

Конденсация – переход вещества из паро- или газообразного состояния в жидкое путем отвода от него теплоты. Конденсация пара (газа) может быть осуществлена либо путем охлаждения пара (газа), либо посредством охлаждения и сжатия одновременно. Далее рассмотрены только процессы конденсации, проводимые путем охлаждения паров водой и холодным воздухом.

Пленочной называется конденсация, когда жидкая конденсированная фаза образуется на поверхности теплообмена в виде устойчивой пленки. Пленочная конденсация имеет место,

если конденсат смачивает данную поверхность теплообмена. Если же конденсат не смачивает поверхность, то происходит *капельная конденсация*.

Капельная конденсация наблюдается при пуске теплообменного аппарата, когда на поверхностях стенок имеются различные, в том числе и масляные загрязнения, и в некоторых других случаях. Она может быть вызвана с помощью специальных веществ, называемых лиофобизаторами (при конденсации водяного пара – гидрофобизаторами). Эти вещества наносятся на поверхность теплообмена или вводятся в пар.

. Для осуществления непрерывного процесса конденсации пара необходимо обеспечить соответствующий отвод освобождаемой энергии охлаждением поверхностного слоя жидкости. При этом перенос теплоты к охлаждаемой стенке в условиях пленочной конденсации пара осуществляется в основном теплопроводностью через пленку конденсата. Толщина его пленки на поверхности охлаждаемой стенки зависит от интенсивности конденсации пара и от условий стока жидкости. В промышленных теплообменных аппаратах чаще имеет место пленочная конденсация.

. ТЕПЛООТДАЧА ПРИ КОНДЕНСАЦИИ ПАРА

Конденсация является результирующим эффектом двух параллельно протекающих процессов: часть молекул, ударяющихся о поверхность жидкости, захватываются ею, а часть молекул за то же время испаряется с поверхности и возвращается в пар. В результате в поверхностном слое пара толщиной порядка средней длины свободного пробега движутся два

неравных потока молекул, имеющих различную температуру. Такой слой называется **кнудсеновским**. Температура пара в этом слое в среднем отличается от температуры поверхности жидкости. Перепад температур в столь тонком слое в теории сплошных сред воспринимается как скачок. За пределами кнудсеновского слоя температура выравнивается.

Теплообмен при пленочной конденсации неподвижного пара. Ламинарное течение пленки на вертикальной стенке. Пусть на вертикальной стенке, температура поверхности которой равна t_c , конденсируется сухой насыщенный пар. Течение пленки имеет ламинарный характер, полагаем также, что размер стенки в направлении оси Ox бесконечно велик (см. рис. 15.2)..

Турбулентное течение пленки на вертикальной стенке. С увеличением толщины пленки ламинарное течение ее переходит в волновое. При $Re \geq 400$ течение в пленке становится турбулентным. Однако в верхней части пленки, где $Re < 400$, движение продолжает оставаться ламинарным. На стенке будет иметь место смешанное течение конденсата.

Без учета теплоты переохлаждения, диссипации механической энергии и при отсутствии в жидкости внутренних источников теплоты перенос ее через пленку конденсата происходит в условиях постоянной плотности теплового потока поперек пленки..

Ламинарное течение пленки на горизонтальной трубе. Полученные ранее формулы справедливы при конденсации пара на вертикальных плоских стенках. В случае наклонной стенки в исходное уравнение движения вместо g необходимо ввести проекцию вектора ускорения силы тяжести на ось Ox : $g_x = g \cos \varphi$, где φ – угол, образованный направлением силы тяжести и осью координат Ox , которая ориентирована по ходу течения пленки (рис. 15.2).

При определенном соотношении возрастающей на пути течения инерционной силы и силы трения в пленке возникают неупорядоченные вихревые возмущения, и поток жидкости турбулизируется. При этом ламинарное течение конденсата в пленке сохраняется только в тонком пристенном слое. Турбулизация потока конденсата в пленке приводит к более интенсивному переносу теплоты к стенке..

Необходимо отметить, что наряду с увеличением количества конденсата на нижних рядах горизонтальных труб в пучке конденсатора, падает скорость притекающего сюда пара, которая также снижает теплоотдачу.

Влияние скорости пара на теплоотдачу при пленочной конденсации на трубах начинает заметно сказываться при достаточно большой кинетической энергии движущегося пара.

Уменьшение скорости пара по мере его продвижения через пучок приводит к последовательному уменьшению теплоотдачи при возрастании номера ряда. К такому же эффекту приводит и сток конденсата с верхних труб на нижние.

Теплообмен при пленочной конденсации движущегося пара внутри труб. В трубах большой длины конденсируется большое количество пара. При этом силы трения на границе между паром и конденсатом значительны. Если направление движения пара и конденсата совпадают, то течение пленки ускоряется, толщина ее уменьшается и коэффициент теплоотдачи увеличивается. Если их направления не совпадают, то движение пленки замедляется; толщина ее при этом увеличивается, а теплоотдача уменьшается. Повышение скорости пара приводит к увеличению теплоотдачи вследствие того, что пленка увлекается паром и может быть частично «сорвана» с поверхности стенки.

При конденсации в трубах скорость пара не остается постоянной, т. к. вдоль течения расход пара убывает, но возрастает расход конденсата. Наибольшую величину скорость пара имеет на входе в трубу

В зависимости от условий процесса пар может сконденсироваться в трубе как полностью, так и частично. При полной конденсации аксиальная скорость пара на выходе из трубы равна нулю. Если труба достаточно длинная и процесс конденсации достаточно интенсивен, то в концевой части трубы все ее сечение может быть заполнено конденсатом. По мере конденсации пара скорость его уменьшается, и турбулентное течение может перейти в ламинарное.

В то же время расход конденсата вдоль трубы непрерывно увеличивается, и его течение может перейти в турбулентное. При определенных условиях может иметь место и срыв капель с поверхности пленки.

Ламинарное течение пленки конденсата. Исследование теплоотдачи при конденсации насыщенного водяного пара в вертикальной трубе при входе пара сверху позволило получить зависимость для определения относительных коэффициентов теплоотдачи

Коэффициенты теплоотдачи α_x являются средними на сравнительно небольших участках трубы, что в первом приближении позволяет считать их местными. Значения α_{0x} вычислялись по формуле для неподвижного пара, конденсирующегося на вертикальной стенке.

Турбулентное течение конденсата. При турбулентном течении пленки конденсата при преобладающем влиянии сил трения пара получена формула для расчета местных коэффициентов теплоотдачи

Теплоотдача при капельной конденсации пара. Капельная конденсация пара осуществляется при неполном смачивании поверхности охлаждаемой стенки жидким конденсатом. В этом случае поверхность покрыта отдельными каплями. Можно, однако, осуществить капельную конденсацию на стенке паров таких жидкостей, которые смачивают чистую стенку, но не смачивают покрытие ее тонким слоем какого-либо гидрофобного вещества.

Капельная конденсация является нестационарным процессом. Однако, если осредненные во времени его характеристики не изменяются, то такой процесс можно рассматривать как стационарный.

На охлаждаемой стенке в отдельных местах из переохлажденного пара зарождается множество мельчайших капель конденсата. К отдельным каплям притекают массы переохлаждаемого конденсирующегося пара. Приток паровых масс к охлаждаемой стенке и дальнейшее перемещение их вдоль нее к растущим каплям конденсата осуществляется под воздействием разности давлений, возникающей при переохлаждении и конденсации пара. При этом малые капли растут очень быстро, затем скорость роста становится незначительной. По мере роста капли непрерывно сливаются, освобождая какую-то часть поверхности стенки. За счет многократного слияния и непрерывно идущего процесса конденсации капли увеличиваются до отрывного размера, при котором они скатываются под действием силы тяжести или срываются движущимся паром.

Теплоотдача при конденсации пара из парогазовой смеси. Конденсация парогазовых смесей имеет свои особенности. Наличие в паре даже небольших примесей воздуха или других неконденсирующихся газов приводит к резкому снижению коэффициента теплоотдачи.

Неконденсирующиеся газы постепенно накапливаются в паровом пространстве; при этом их парциальное давление повышается, и парциальное давление пара падает

Коэффициент теплоотдачи в этом случае зависит от интенсивности взаимосвязанных процессов массо- и теплообмена. Эти процессы определяются составом парогазовой смеси, характером ее течения, физическими свойствами компонентов смеси, давлением, температурой, формой и размерами поверхности конденсации.

В любом случае присутствие в паре воздуха оказывает дополнительное термическое сопротивление переносу теплоты и массы к поверхности конденсации. Поэтому в случае использования в теплообменных аппаратах в качестве горячего теплоносителя насыщенного водяного пара, необходимо периодически удалять несконденсировавшийся воздух.

Конденсация пара на стенке может осуществляться с образованием капель или сплошной стекающей пленки в зависимости от количества конденсирующегося пара на единице площади стенки и состояния ее поверхности. При достаточно большом парциальном давлении пара в смеси и смачиваемой жидким конденсатом поверхности стенки происходит пленочная конденсация пара.

Пленочная конденсация парогазовой смеси. Вследствие притока к охлаждаемой стенке вместе с конденсирующимся паром неконденсирующегося газа у стенки образуется повышенная концентрация газа и пониженное парциальное давление пара при неизменном суммарном давлении смеси.

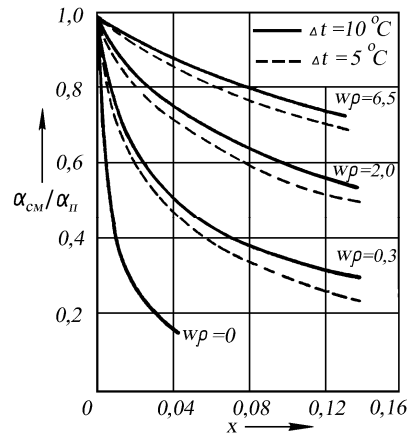


Рис. 15.7. Относительный коэффициент теплоотдачи паровоздушной смеси на стенке в зависимости от содержания воздуха в смеси при различных массовых скоростях $w\rho$, кг/(м²·с)

между ними распределения воды в капель, струек и т. д.

В сухих вода и конденсат аппарата самотеком по

ОСНОВНЫЕ ТИПЫ КОНДЕНСАТОРОВ

По способу охлаждения различают конденсаторы смешения и поверхностные конденсаторы. Описание поверхностных теплообменных аппаратов детально приведено в главе 14.

Смесительные теплообменные аппараты. Смесительные теплообменные аппараты, в которых осуществляется конденсация каких-либо паров холодной жидкостью, называют **конденсаторами смешения**. В них передача теплоты от одного теплоносителя к

другому происходит при их

непосредственном

соприкосновении и смешении.

Для улучшения теплообмена между водой и паром поверхность соприкосновения увеличивают путем

паровом пространстве в виде

конденсаторах охлаждающая выводятся из нижней части одной трубе, а

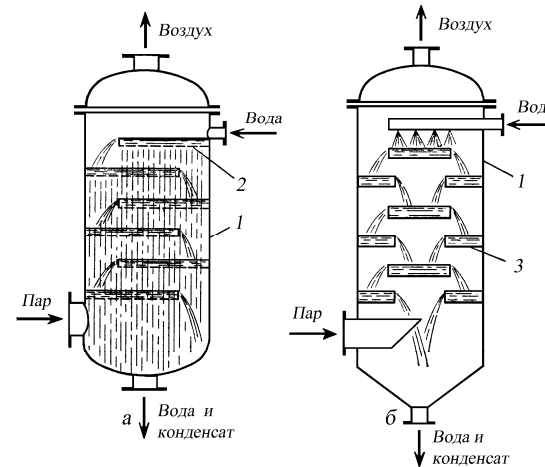


Рис. 15.8. Сухой противоточный полочный барометрический конденсатор: а – с сегментными полками; б – с кольцевыми полками; 1 – корпус; 2 – сегментная полка; 3 – кольцевая полка

неконденсирующиеся газы откачиваются отдельно вакуум-насосом из верхней части аппарата.

По конструктивному устройству смесительные теплообменные аппараты разделяют на **полочные, насадочные, полые с разбрызгивателями охлаждающей жидкости и струйные.**

Сухой противоточный полочный барометрический конденсатор с сегментными полками работает при противоточном движении охлаждающей воды и пара (рис. 15.8, а). В цилиндрический корпус 1 с сегментными полками 2 снизу через штуцер поступает пар..

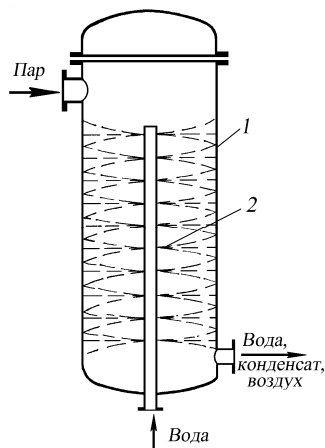


Рис. 15.10. Мокрый конденсатор с разбрызгивателем: 1 – корпус; 2 – разбрызгиватель воды

Полые аппараты с разбрызгивателями охлаждающей жидкости применяют для конденсации паров и охлаждения газов (рис. 15.10). Мокрый полый конденсатор с разбрызгивателем воды 2 выполнен в виде вертикальной трубы с отверстиями. Охлаждающая вода вытекает из отверстий в виде тонких струй, образующих в аппарате сплошную водяную завесу. Пар на конденсацию вводится в верхнюю часть аппарата. Вода, конденсат и воздух откачиваются совместно из нижней части аппарата мокровоздушным насосом. Конструктивное оформление разбрызгивателей весьма разнообразно.

. РАСЧЕТ КОНДЕНСАТОРОВ

Поверхностные конденсаторы. Если пар, поступающий на конденсацию, является перегретым, то процесс конденсации складывается из трех стадий: охлаждение перегретого

пара от его начальной температуры $t_{1н}$ до температуры насыщения $t_{нас}$; конденсация насыщенного пара при постоянной температуре насыщения; охлаждение конденсата до заданной температуры $t_{1к}$.

Барометрические конденсаторы. Если расход конденсируемого пара составляет G , кг/с, его плотность ρ , кг/м³, и скорость, отнесенная ко всему сечению аппарата, равна $w_{п}$, м/с, то из уравнения расхода диаметр D , м, барометрического конденсатора будет

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi \rho w_{п}}} = 1,13 \sqrt{\frac{G}{\rho w_{п}}} . \quad (15.62)$$

Такой приближенный тепловой расчет барометрических конденсаторов приводится в специальной литературе.

ЛЕКЦИЯ 16.

МЕТОДЫ ВЫПАРИВАНИЯ. ПЛАН.

- .1. ТЕПЛООБМЕН ПРИ КИПЕНИИ.**
- 2. РЕЖИМЫ КИПЕНИЯ.**
- 3. КРИЗИСЫ КИПЕНИЯ.**
- 4. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА
ВЫПАРИВАНИЯ.**
- 5. ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ.**
- 6. РАСЧЕТ МНОГОКОРПУСНЫХ ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ**
- 7. ВСПОМОГАТЕЛЬНЫЕ УСТРОЙСТВА И КОММУНИКАЦИИ
ВАКУУМ-ВЫПАРНЫХ УСТАНОВОК**

Теоретические основы процесса кипения. Кипением называется процесс интенсивного парообразования, происходящего во всем объеме жидкости, находящейся при температуре насыщения или несколько перегретой относительно температуры насыщения, с образованием паровых пузырей. Различают кипение жидкости на твердой поверхности теплообмена, к которой извне подводится теплота, и кипение в объеме жидкости.

При кипении на твердой поверхности образование паровой фазы наблюдается в отдельных местах этой поверхности. При объемном кипении паровая фаза возникает самопроизвольно непосредственно в объеме жидкости в виде отдельных пузырьков пара. Объемное кипение имеет место при наличии в жидкости внутренних источников теплоты.

Особенностью процесса кипения жидкости является зарождение, рост и отрыв множества небольших по объему шаровых пузырьков и приток к месту образования пузырьков пара новых масс жидкости. При кипении жидкости в граничном слое у поверхности нагрева осуществляется пульсирующее перемещение множества паровых и водяных масс. Пульсационный конвективный перенос теплоты множеством поступающих к поверхности нагрева жидких масс сопровождается молекулярным переносом теплоты в граничном слое у поверхности нагрева и у поверхности оболочек мельчайших паровых пузырьков. Для возможности зарождения пузырьков пара из жидкости на поверхности нагрева твердого тела необходимо выполнение условия: $T_{ст} > T_{нас.р}$, где $T_{ст}$ – температура поверхности нагрева, $T_{нас.р}$ – равновесная температура насыщенного пара при данном давлении. Для образования паровой фазы в жидкости требуется затратить соответствующую работу против действия сил поверхностного натяжения жидкости. Пузырек пара, образованный на участке поверхности

нагрева $F_{ст}$, удерживается на этом участке силами натяжения жидкости и адгезии поверхности стенки (рис. 17.1).

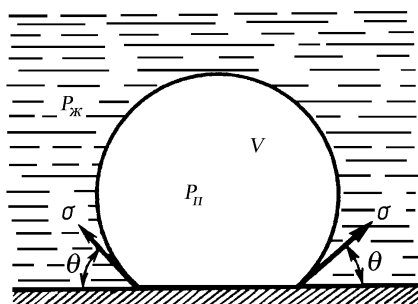


Рис. 17.1. Схема действия молекулярных сил натяжения при образовании пузырька пара в жидкости

Теплообмен при пузырьковом кипении жидкости. Для возникновения процесса кипения необходимо наличие перегрева жидкости относительно температуры насыщения и наличие центров парообразования в виде отдельных неровностей стенки, пузырьков воздуха, пылинок и др.

Перегрев жидкости имеет максимальную величину непосредственно у обогреваемой поверхности теплообмена, поэтому образование пузырьков пара происходит непосредственно на поверхности теплообмена.

Режимы кипения. Различают два основных режима кипения: **пузырьковый и пленочный**.

Пузырьковый – это такой режим кипения, при котором пар образуется в виде отдельных периодически зарождающихся, растущих и отрывающихся паровых пузырей. С увеличением теплового потока до некоторой величины отдельные паровые пузырьки сливаются, образуя у поверхности теплообмена сплошной паровой слой, периодически прорывающийся в объем жидкости.

Пленочный режим кипения характеризуется наличием на поверхности пленки пара, обволакивающей эту поверхность и отделяющей ее от жидкости.

Интенсивность теплоотдачи при пленочном кипении значительно меньше, чем при пузырьковом.

Процесс парообразования можно разбить на отдельные стадии. К первоначальной стадии относится зарождение пузырьков в некоторых центрах на поверхности нагрева. Затем происходит их рост и отрыв от этих центров. К завершающей стадии относится движение пузырьков в объеме перегретой жидкости. Достигнув поверхности жидкости, паровые пузырьки лопаются.

Минимальный размер парового пузырька в момент зарождения называется критическим радиусом $R_{кр}$. Для возникновения и существования парового пузырька необходимо, чтобы сила давления пара внутри него была не меньше суммы всех внешних сил, действующих на паровой пузырек. В момент образования пузырька на него действуют две основные силы: сила давления p окружающей его жидкости и сила поверхностного натяжения на поверхности пузырька.

Увеличение перегрева жидкости и давления приводит к уменьшению $R_{кр}$, а следовательно, к увеличению общего числа действующих центров парообразования, интенсивному перемешиванию жидкости в пограничном слое и увеличению теплоотдачи.

Одной из основных характеристик механизма теплообмена при кипении жидкости является скорость роста паровых пузырей на поверхности нагрева.

После зарождения пузырьков на центрах радиусов $R \geq R_{кр}$ происходит рост паровых пузырьков за счет подвода к ним теплоты. Подвод теплоты осуществляется путем теплопроводности из окружающего пузырек перегретого слоя жидкости через межфазную поверхность $F_{жс}$ и через поверхность под пузырьком F_c в основании. Теплота, подведенная к пузырьку, идет на испарение жидкости и работу расширения.

В период возникновения и роста на пузырек действуют, главным образом, силы,

удерживающие его в центре парообразования. С возрастанием размера пузырька увеличивается подъемная сила, стремящаяся оторвать пузырек от центра. Паровой пузырек увеличивается до некоторого размера, называемого отрывным диаметром d_o , при котором он отрывается.

Как следует с увеличением краевого угла θ смачиваемость поверхности жидкости ухудшается, паровой пузырек при отрыве имеет большие размеры. При вынужденном движении кипящей жидкости на условия отрыва паровых пузырьков дополнительное влияние оказывает динамический напор потока.

Значительное увеличение объема пузырька за короткое время его роста (для низкого давления пара – сотые доли секунды) придает процессу кипения жидкости на поверхности нагрева взрывоподобный характер с пульсационным перемещением масс пара и жидкости в граничном слое. Если температура окружающей жидкости вне граничного слоя с поверхностью нагрева будет меньше температуры равновесного состояния ее с насыщенным паром при данном давлении (недогретая до кипения жидкость), то кипение жидкости в граничном слое будет сопровождаться быстрой конденсацией пара.

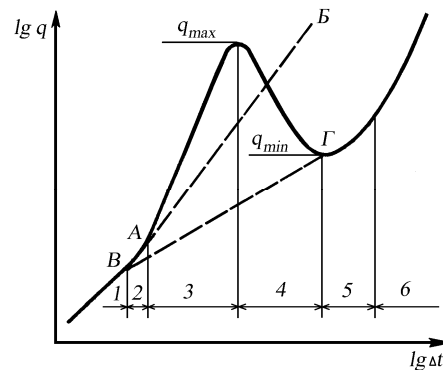


Рис. 17.2. Кривая кипения (зависимость теплового потока q от температуры перегрева жидкости Δt)

Рассмотрим характер изменения плотности теплового потока q от перегрева жидкости Δt (кривая кипения). На кривой кипения можно выделить шесть участков (рис. 17.2):

- конвективная область 1, соответствующая малым перегревам жидкости;
- область неустойчивого кипения 2, которая характеризуется малой плотностью центров парообразования;
- область развитого кипения 3;

-
- переходная область 4;
 - область 5 устойчивого пленочного кипения, в которой лучистый перенос теплоты относительно невелик;
 - область 6 устойчивого пленочного кипения со значительным лучистым переносом теплоты.

С постепенным повышением разности температур поверхности нагрева стенки и кипящей жидкости при неизменном давлении удельная тепловая нагрузка сначала увеличивается, достигает максимальной величины, после чего снижается и снова повышается (рис. 17.2). Важно отметить, что при переходе через кризис кипения снижение тепловой нагрузки происходит при повышении температуры стенки. Это указывает на увеличение толщины паровой пленки в граничном слое у поверхности нагрева в этом диапазоне изменения разности температур стенки и жидкости. При дальнейшем повышении температуры стенки удельная тепловая нагрузка при пленочном режиме кипения снова повышается, но более медленно, чем на начальном этапе изменения температуры стенки при пузырьковом режиме кипения.

Постепенный переход пузырькового режима в пленочный наблюдается при обогреве конденсирующимся паром. Эти условия характеризуются тем, что устанавливается постоянная температура поверхности теплообмена ($T_c = \text{const}$). При паровом обогреве независимой от процесса теплообмена является температура поверхности T_c , а следовательно, и температурный напор $\Delta t = T_c - T_n$. Поэтому тепловой поток, отводимый от поверхности в переходной области, постепенно уменьшается по мере ухудшения интенсивности теплообмена за счет вытеснения пузырькового режима пленочным.

Теплоотдача при пузырьковом кипении жидкости в условиях свободного движения.

Процесс теплоотдачи при кипении жидкости отличается большой сложностью. В зависимости от конкретных внешних условий наблюдается большое многообразие гидродинамических форм потока при кипении и чрезвычайная сложность отвечающих им количественных закономерностей для теплоотдачи. Поэтому строгой теории для процесса теплоотдачи при кипении жидкости пока не существует. Чаще всего количественная связь между коэффициентом теплоотдачи и факторами, от которых он зависит, устанавливается экспериментальным путем с использованием теории подобия.

Кризисы кипения. При очень больших тепловых нагрузках поверхности нагрева количество растущих паровых пузырьков оказывается столь велико, что образуется сплошная пленка пара, наступает кризис кипения, в результате которого резко уменьшается теплоотдача с поверхности нагрева и повышается температура стенки. Кризисы кипения, связанные с коренным изменением механизма теплоотдачи в начале перехода пузырькового кипения в пленочное или в начале обратного перехода от пленочного кипения к пузырьковому (см. рис. 17.2), называются **кризисами первого рода**. Характерными для кризисов кипения первого рода являются критические плотности теплового потока.

В момент смены режимов кипения, т. е. перехода от пузырькового к пленочному режиму кипения, наблюдаются внезапное резкое снижение интенсивности теплоотдачи и соответствующее увеличение температуры теплоотдающей поверхности (см. рис. 17.2). Повышение температуры поверхности в ряде случаев так велико, что кризис кипения сопровождается разрушением (расплавлением или пережогом) поверхности теплообмена. После $q_{\max}$ слой паровых пузырей превращается в сплошную паровую пленку, которая

оттесняет жидкость от поверхности теплообмена. В результате этого происходит коренное изменение механизма теплообмена, т. е. возникает кризис.

Обычно кризис кипения наступает раньше, чем температура поверхности приблизится к температуре предельного перегрева жидкости, при которой могут возникать зародыши паровой фазы спонтанного происхождения. Это объясняется тем, что при наличии готовых центров парообразования имеет место нарушение фазового массообмена и соответственно нарушение устойчивости режима пузырькового кипения. Однако с повышением давления фазовый массообмен у стенки улучшается, увеличивается плотность пара, уменьшается отрывной диаметр и, следовательно, уменьшается объемная интенсивность парообразования. При нехватке готовых центров пузырьковое кипение сохраняется до тех пор, пока не появятся зародыши спонтанного происхождения. Поэтому с увеличением давления температура поверхности, при которой возникает кризис кипения, постепенно приближается к температуре предельного перегрева.

Максимальную тепловую нагрузку при пузырьковом кипении называют первой критической плотностью теплового потока и обозначают $q_{кр1}$.

Все физические параметры в этой критериальной формуле выбираются при температуре насыщенного пара при данном давлении.

Температурный напор в момент достижения критической тепловой нагрузки (т. е. напор, соответствующий точке максимума на кривой кипения, показанной на рис. 17.2) называют критическим температурным напором $\Delta t_{кр1}$.

Кризисы второго рода характеризуют ухудшение теплоотдачи, возникающей в момент

высыхания кольцевой пленки жидкости на стенке канала в стержневом режиме. Характерной величиной для этих кризисов является граничное расходное паросодержание, при котором возникает кризис теплообмена второго рода. Кризис второго рода может возникнуть при любом значении q , как только расходное паросодержание достигнет некоторого граничного значения, связанного с явлением высыхания жидкой пленки на стенке.

Вторые критические нагрузки зависят от рода жидкости, размеров теплоотводящей поверхности, давления, ускорения поля сил тяготения, шероховатости поверхности и других факторов.

. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА ВЫПАРИВАНИЯ

называется концентрирование растворов твердых нелетучих или малолетучих веществ путем испарения летучего растворителя и отвода образовавшихся паров.

Процесс выпаривания используют в сахарной, кондитерской, молочной, консервной и других отраслях пищевой промышленности для повышения концентрации разбавленных растворов (сахарных и овощных соков, молока и др.).

В пищевой промышленности выпаривают, как правило, водные растворы при кипении раствора при пониженном давлении (в вакууме) для лучшего сохранения термолабильных веществ.

В отличие от испарения, которое происходит с поверхности раствора при любых температурах ниже температуры кипения, при выпаривании удаляют растворитель из всего объема раствора при его температуре кипения.

Обычно в качестве греющего теплоносителя при выпаривании используют водяной пар,

который называют греющим, или первичным. Пар, образующийся при выпаривании кипящего раствора, называется вторичным.

Теплота, необходимая для выпаривания раствора, обычно подводится через стенку, отделяющую теплоноситель от раствора.

Процессы выпаривания проводят под вакуумом, при повышенном и атмосферном давлениях. Выбор давления связан со свойствами выпариваемого раствора и возможностью использования теплоты вторичного пара.

Выпаривание под вакуумом имеет определенные преимущества перед выпариванием при атмосферном давлении. В аппарате создается вакуум путем конденсации вторичного пара в конденсаторе и отсасывания из него неконденсирующихся газов с помощью вакуум-насоса.

Выпаривание под вакуумом позволяет снизить температуру кипения пищевого раствора, что важно в случае концентрирования растворов веществ, склонных к разложению при повышенных температурах. Применение вакуума позволяет увеличить движущую силу теплопередачи, а следовательно, уменьшить площадь поверхности выпарных аппаратов. В случае одинаковой полезной разности температур при выпаривании под вакуумом можно использовать греющий теплоноситель более низких рабочих параметров (температура и давление). Применение вакуума дает возможность использовать в качестве греющего теплоносителя, кроме первичного пара, вторичный пар самой выпарной установки, что снижает расход первичного греющего пара.

При выпаривании под атмосферным давлением образующийся вторичный пар сбрасывается в атмосферу. Такой способ выпаривания является наиболее простым, но наименее экономичным.

При выпаривании под повышенным давлением вторичный пар может быть использован как нагревающий агент в подогревателях и т. п. При выпаривании под давлением выше атмосферного также можно использовать вторичный пар, как для выпаривания, так и для других нужд.

Вторичный пар, отбираемый на сторону, называют экстрапаром. Отбор экстрапара при выпаривании под избыточным давлением позволяет лучше использовать теплоту, чем при выпаривании под вакуумом. Однако выпаривание под избыточным давлением сопряжено с повышением температуры кипения раствора. Поэтому данный способ применяется лишь для выпаривания термически стойких веществ. Кроме того, для выпаривания под давлением необходимы греющие теплоносители с более высокой температурой.

Выпаривание под атмосферным давлением, а иногда и выпаривание под вакуумом проводят в однокорпусных выпарных аппаратах. Однако наиболее распространены многокорпусные выпарные установки, состоящие из нескольких выпарных аппаратов, или корпусов, в который вторичный пар каждого предыдущего корпуса направляется в качестве греющего в последующий корпус. При этом давление в последовательно соединенных (по ходу выпариваемого раствора) корпусах снижается таким образом, чтобы обеспечить разность температур между вторичным паром из предыдущего корпуса и раствором, кипящим в данном корпусе, т. е. создать необходимую движущую силу процесса выпаривания. В этих установках первичным паром обогревается только первый корпус. Следовательно, в многокорпусных выпарных установках достигается значительная экономия пара по сравнению с однокорпусными установками той же производительности.

Экономия первичного пара может быть достигнута также в однокорпусных выпарных

установках с тепловым насосом. В таких установках вторичный пар на выходе из аппарата сжимается с помощью теплового насоса до давления, соответствующего температуре первичного пара, после чего он вновь возвращается в аппарат для выпаривания раствора.

В пищевой промышленности применяются в основном непрерывнодействующие выпарные установки.

Гидростатическая депрессия $\Delta_{\text{гст}}$ обусловлена тем, что вследствие гидростатического давления столба жидкости в кипятильных трубах температура кипения нижерасположенных слоев жидкости будет больше, чем температура кипения вышерасположенных.

Таким образом, **гидростатической депрессией** называется эффект изменения температуры кипения раствора по высоте кипятильных трубок, обусловленный тем, что нижняя часть высоты кипятильных труб выпарного аппарата заполнена жидкостью, над которой находится парожидкостная эмульсия; содержание пара в которой резко возрастает по направлению к верхней кромке труб.

Гидростатическая депрессия $\Delta_{\text{гст}}$ наиболее значительна в выпарных аппаратах, работающих под вакуумом. Величину гидростатической депрессии $\Delta_{\text{гст}}$ трудно рассчитать из-за интенсивности циркуляции и изменяющейся плотности движущейся в кипятильных трубках парожидкостной эмульсии. Поэтому величину $\Delta_{\text{гст}}$ принимают по опытным данным, полученным в результате эксплуатации выпарных аппаратов (например, для вертикальных аппаратов с циркуляцией выпариваемого раствора $\Delta_{\text{гст}} = 1 \dots 3 \text{ } ^\circ\text{C}$).

Теплота растворения, представляющая собой сумму теплоты плавления и химического взаимодействия, зависит от природы растворяемого вещества и растворителя, от концентрации

раствора. При растворении твердых веществ разрушается кристаллическая решетка, что связано с необходимостью затраты энергии, при этом имеет место охлаждение раствора. Если же растворяемое вещество вступает в химическое взаимодействие с растворителем, образуя гидраты, то выделяется теплота. Вещества, легко образующие гидраты, имеют положительные теплоты растворения; вещества, не образующие гидратов, имеют отрицательные теплоты растворения в воде.

. ОДНОКОРПУСНЫЕ ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ

Рассмотрим принципиальную схему одиночного непрерывнодействующего выпарного аппарата с внутренней центральной циркуляционной трубой (рис. 17.4).

Аппарат состоит из теплообменного устройства – нагревательной (греющей) камеры 1 и сепаратора 2. Камера и сепаратор могут быть объединены в одном аппарате, или камера может быть вынесена и соединена с сепаратором трубами. Камера обогревается обычно водяным насыщенным паром, поступающим в ее межтрубное пространство. Конденсат отводят снизу камеры.

Материальный баланс. Согласно рис. 17.4 на выпаривание поступает G_n , кг/с, исходного раствора концентрацией x_n , %, и удаляется G_k , кг/с, упаренного раствора концентрацией x_k , %. Если в аппарате выпаривается W , кг/с, растворителя (воды), то общий материальный баланс аппарата выражается уравнением

$$G_n = G_k + W . \quad (17.20)$$

Материальный баланс по абсолютно сухому веществу, находящемуся в растворе,

$$G_H x_H = G_K x_K. \quad (17.21)$$

В уравнения (17.20) и (17.21) входят пять переменных, из которых какие-либо три величины должны быть заданы. Наиболее часто бывают заданы расход исходного раствора G_H , его концентрация x_H и требуемая конечная концентрация x_K упаренного раствора.

Тогда по уравнениям (17.20) и (17.21) определяют производительность аппарата:
по упаренному раствору

$$G_K = G_H x_H / x_K \quad (17.22)$$

по выпариваемой воде

$$W = G_H - G_K = G_H (1 - x_H / x_K) \quad (17.23)$$

Тепловой баланс. Уравнение теплового баланса имеет вид

$$G_H i_H + D I_2 = G_K i_K + W I + D c' \theta + Q_{\text{конц}} + Q_n, \quad (17.24)$$

где G_H – расход исходного раствора, кг/с; D – расход греющего пара; G_K – расход упаренного раствора, кг/с; I , I_2 , i_H , i_K – энтальпии вторичного и греющего пара, исходного и упаренного растворов соответственно; $i' = c' \theta$ – энтальпия парового конденсата, где c' – удельная теплоемкость конденсата, θ – температура конденсата, °C; $i_H = c_H t_H$ – энтальпия исходного раствора (c_H и t_H – его удельная теплоемкость и температура); $i_K = c_K t_K$ – энтальпия упаренного раствора (c_K и t_K – его удельная теплоемкость и температура, равная температуре кипения раствора в аппарате); $Q_{\text{конц}}$ – теплота, затрачиваемая на концентрирование раствора, кДж/с; Q_n – потери теплоты в окружающую среду, кДж/с.

Подставляя значения i_H , i_K , i' и $G_K c_K$ в уравнение (17.24), получим

$$G_H i_H t_H + D I_2 = G_K i_K t_K + W I + D c' \theta + Q_{\text{конц}} + Q_n. \quad (17.25)$$

Из уравнения (17.25) определим массовую долю теплоты, подводимую в единицу времени греющим паром (тепловую нагрузку Q выпарного аппарата),

$$Q = D(I_{\Sigma} - c' \theta) = G_H i_H (t_K - t_H) + W(I - c' t_K) + Q_{\text{конц}} + Q_n. \quad (17.26)$$

Первый член правой части уравнения (17.9) выражает расход теплоты в аппарате на нагревание исходного раствора до температуры кипения, второй член правой части – расход теплоты на испарение влаги из материала, третий – затраты теплоты на концентрирование раствора (если тепловой эффект концентрирования отрицателен), и четвертый – на компенсацию потерь теплоты в окружающую среду.

Площадь поверхности нагрева. Площадь поверхности нагрева непрерывно действующего выпарного аппарата определяется на основе уравнения теплопередачи,

$$F = Q / K \Delta t_{\text{пол}}, \quad (17.29)$$

где Q – тепловая нагрузка аппарата (см. уравнение (17.26), кДж/с; K – коэффициент теплопередачи, К; $\Delta t_{\text{пол}}$ – движущая сила процесса (полезная разность температур), К.

Полезная разность температур в выпарном аппарате $\Delta t_{\text{пол}}$ представляет собой разность температуры конденсации T греющего пара и температуры кипения t_K выпариваемого раствора:

$$\Delta t_{\text{пол}} = T - t_K. \quad (17.30)$$

В аппаратах с циркуляцией раствора, обеспечивающих его достаточно полное перемешивание, $\Delta t_{\text{пол}}$ является величиной постоянной.

В выпарных аппаратах с естественной циркуляцией концентрация массы обращающегося в аппарате раствора близка к конечной, поэтому расчете на величину t_K принимают по конечной концентрации раствора.

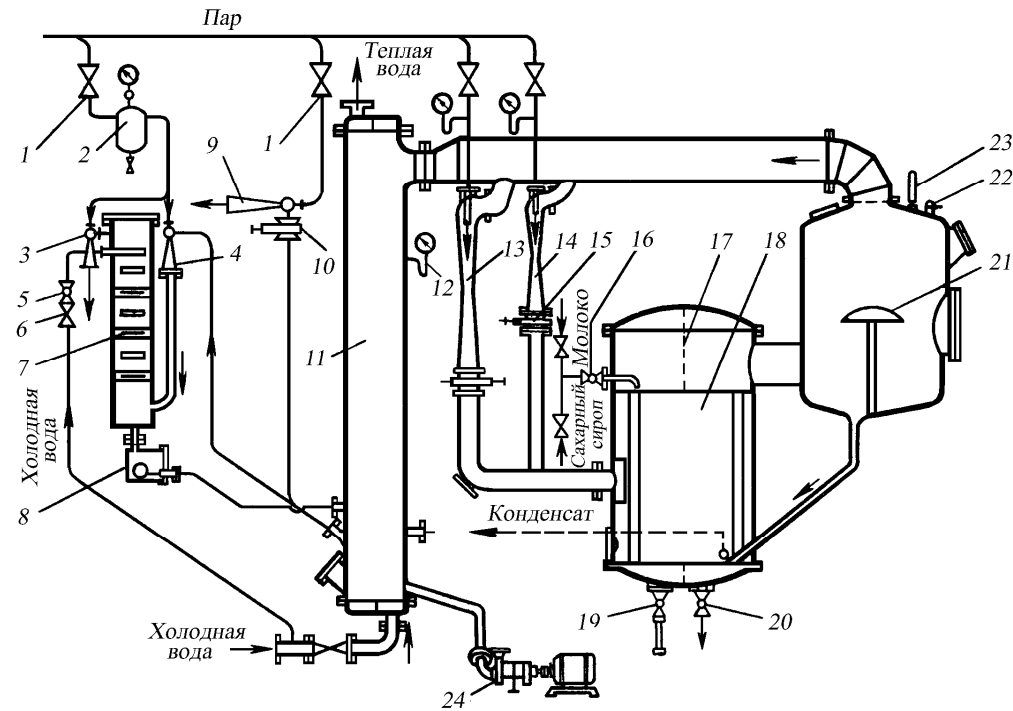


Рис. 17.5. Однокорпусный циркуляционный вакуум-аппарат периодического действия: 1 – паровые вентили; 2 – водоотделитель; 3 – эжектор второй ступени; 4 – эжектор первой ступени; 5 – регулирующий кран для холодной воды; 6 – вентиль для холодной воды; 7 – конденсатор смешения эжекторного блока; 8 – поплавковая камера; 9 – пусковой эжектор; 10 – шибер; 11 – главный конденсатор поверхностного типа; 12 – вакуумметр; 13 – термокомпрессор I; 14 – термокомпрессор II; 15 – шиберы; 16 – регулирующий кран для впуска в калоризатор молочно-сахарной смеси; 17 – перегородки; 18 – калоризатор; 19 – пробник; 20 – кран для выпуска стуженного молока; 21 – отражатель; 22 – воздушный кран; 23 – термометр; 24 – центробежный конденсатный насос

Воздух и другие неконденсируемые газы удаляются из системы вакуум-аппарата пароежекторным агрегатом.

Однокорпусные вакуум-аппараты широко используются в нашей молочной промышленности. Однако в последнее время их начинают заменять более прогрессивными двух- и трехкорпусными вакуум-выпарными установками непрерывного действия.

Выпарные аппараты с тепловым насосом. По технологическим причинам

использование многокорпусных выпарных аппаратов иногда может оказаться

неприемлемым. Так, например, приходится отказываться от многократного выпаривания тех

чувствительных к высоким температурам растворов, для которых температуры кипения

в первых корпусах многокорпусных установок слишком высоки и могут вызвать порчу

продукта. В подобных и некоторых других случаях возможно и экономически целесообразно

использовать для выпаривания однокорпусные выпарные аппараты с тепловым насосом.

С помощью теплового насоса, представляющего собой трансформатор тепла, повышают экономичность работы однокорпусного аппарата, сжимая вторичный пар на выходе из аппарата до давления свежего (первичного) пара и направляя его в качестве греющего в нагревательную

камеру того же аппарата. Сжатие вторичного пара производят, главным образом, в турбокомпрессорах с приводом от электродвигателя или турбины или же в струйных компрессорах (инжекторах). Вследствие компактности, простоты устройства и надежности эксплуатации в качестве тепловых насосов наиболее широко применяют струйные компрессоры, несмотря на их невысокий КПД.

. МНОГОКОРПУСНЫЕ ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ

В однокорпусном аппарате на выпаривание 1 кг воды требуется более 1 кг греющего пара, что привело бы к его большому расходу. Однако расход пара на выпаривание можно значительно снизить, если проводить процесс в многокорпусной выпарной установке, принцип действия которой сводится к многократному использованию теплоты греющего пара, поступающего в первый корпус установки, путем обогрева каждого последующего корпуса (кроме первого) вторичным паром из предыдущего корпуса.

Основные схемы многокорпусных установок. Многокорпусные выпарные установки классифицируются:

– **по давлению вторичного пара в последнем корпусе** на работающие под разряжением и избыточным давлением. В пищевой промышленности из-за термолабильности пищевых растворов наиболее распространены выпарные установки, работающие под разряжением.

– **по взаимному направлению движения греющего пара и выпариваемого раствора** на установки с прямоточным и противоточным движением пара и раствора.

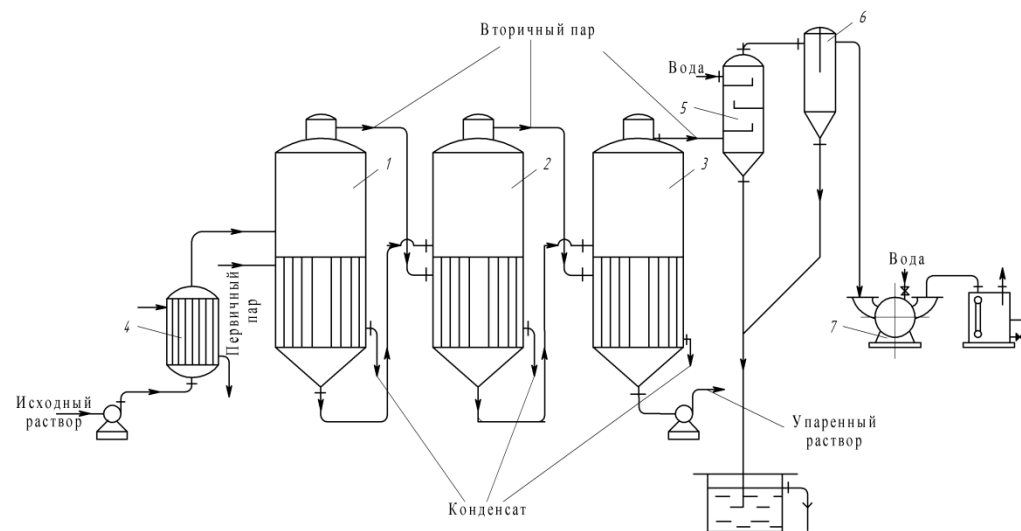


Рис. 17.7. Схема трехкорпусной выпарной установки: 1, 2, 3 – корпуса; 4 – подогреватель; 5 – барометрический конденсатор; 6 – ловушка-брызгоулавливатель; 7 – вакуум-насос

Установка состоит из нескольких (в данном случае трех) корпусов (рис. 17.7). Исходный раствор, обычно предварительно нагретый до температуры кипения, поступает в первый корпус, обогреваемый свежим (первичным) паром. Вторичный пар из этого корпуса направляется в качестве греющего во второй корпус, где вследствие пониженного давления раствор кипит при более низкой температуре, чем в первом.

Ввиду более низкого давления во втором корпусе раствор, упаренный в первом корпусе, перемещается самотеком во второй корпус, и здесь охлаждается до температуры кипения в

этом корпусе. За счет выделяющейся при этом теплоты образуется дополнительно некоторое количество вторичного пара. Такое явление, происходящее во всех корпусах установки, кроме первого, носит название *самоиспарения* раствора.

Аналогично упаренный раствор из второго корпуса перетекает самотеком в третий корпус, который обогревается вторичным паром из второго корпуса.

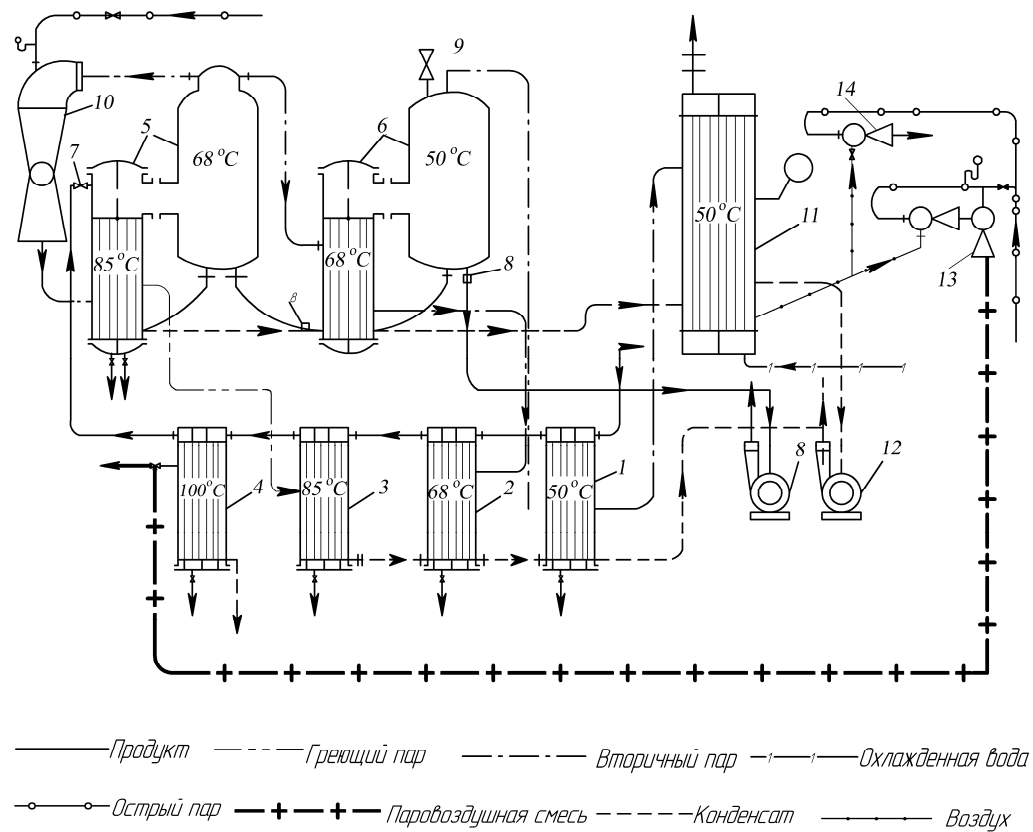


Рис. 17.9. Схема двухступенчатой вакуум-выпарной установки с четырьмя подогревателями: 1, 2, 3, 4, – трубчатые подогреватели; 5 – калоризатор первой ступени; 6 – калоризатор второй ступени; 7 – кран; 8 – дроссельный клапан; 9 – продуктовый насос; 10 – термокомпрессор; 11 – поверхностный конденсатор; 12 – конденсатный насос; 13 – парозежекторный блок; 14 – пароструйный эжектор

Межтрубное (паровое) пространство подогревателя 4 находится под атмосферным давлением, и конденсат отводится непосредственно в канализацию.

Удаление воздуха, попадающего в систему, производится из конденсатора 11 при помощи двухступенчатого парозежекторного блока 13 и пускового пароструйного эжектора 14.

Эти установки экономичны. Недостатком их является то, что на поверхности нагрева четвертого подогревателя быстро образуется значительный слой пригара, и это нарушает работу установки. Поэтому необходимо предусматривать установку двух таких подогревателей, с тем чтобы один находился в работе, а другой подвергался чистке.

УСТРОЙСТВО ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ

Выпарные аппараты, применяемые в пищевой промышленности, классифицируются:

- **по организации процесса:** периодически и непрерывнодействующие выпарные аппараты;
- **типу поверхности нагрева:** с паровыми рубашками, змеевиковые, с трубчатой поверхностью нагрева различной конфигурации;
- **расположению поверхности нагрева:** вертикальные, горизонтальные, наклонные;
- **роду теплоносителя:** с паровым обогревом, газовым обогревом, высокотемпературными теплоносителями, с электрообогревом;

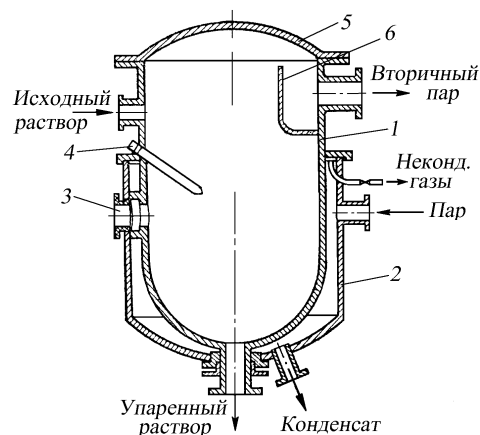


Рис. 17.11. Выпарной аппарат с паровой рубашкой: 1 – корпус; 2 – паровая рубашка; 3 – смотровое окно; 4 – датчик температуры; 5 – крышка; 6 – сепаратор

– кратности циркуляции раствора: однократная и многократная;

– виду циркуляции раствора: естественная и принудительная циркуляцией раствора.

Выпарной котел с паровой рубашкой. Простейшими выпарными аппаратами являются периодически действующие выпарные котлы с паровыми рубашками, работающие при атмосферном давлении или под вакуумом (рис. 17.11). Он представляет собой цилиндрический корпус 1, снабженный паровой рубашкой 2 и крышкой 5. В корпусе выполнено смотровое окно 3 для визуального контроля и герметичный канал для датчика температуры 4. В верхней части корпуса имеется сепаратор 6 для улавливания капель жидкости, захватываемых уходящим вторичным паром.

Вертикальные аппараты с направленной естественной циркуляцией. В аппаратах этого типа выпаривание осуществляется при многократной естественной циркуляции раствора. Они обладают рядом преимуществ сравнительно с аппаратами других конструкций, благодаря чему получили широкое распространение в промышленности.

Основным достоинством таких аппаратов является улучшение теплоотдачи к раствору при его многократной организованной циркуляции в замкнутом контуре, уменьшающей скорость отложения накипи на поверхности труб. Кроме того, большинство этих аппаратов компактны, занимают небольшую производственную площадь, удобны для осмотра и ремонта.

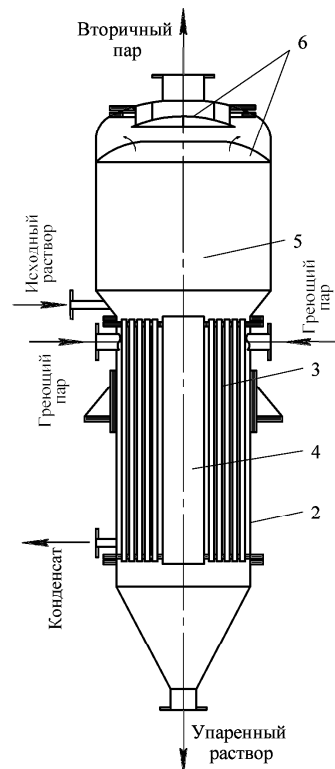


Рис. 17.12. Выпарной аппарат с внутренней нагревательной камерой и центральной циркуляционной трубой: 1 – корпус; 2 – нагревательная камера; 3 – кипятильные трубы; 4 – циркуляционная труба; 5 – паровое пространство; 6 – брызгоуловитель

Развитие конструкции этих аппаратов происходит в направлении усиления естественной циркуляции. Последнее возможно с помощью увеличения разности весов столбов жидкости в опускной трубе и парожидкостной смеси в подъемной части контура. Это достигается посредством:

- увеличения высоты кипятильных (подъемных) труб и повышения интенсивности парообразования в них с целью уменьшения плотности парожидкостной смеси, образующейся из кипящего раствора;
- улучшения естественного охлаждения циркуляционной трубы,

для того чтобы опускающаяся в ней жидкость имела возможно большую плотность;

– поддержания в опускной трубе определенного уровня жидкости, необходимого для уравнивания столба парожидкостной смеси в подъемных трубах при заданной скорости ее движения.

Аппараты с внутренней нагревательной камерой и центральной циркуляционной трубой. В нижней части вертикального корпуса 1 (рис. 17.12) находится нагревательная камера 2, состоящая из двух трубных решеток, в которых закреплены, чаще всего развальцованы, кипятильные трубы 3 и циркуляционная труба 4 большого диаметра, установленная по оси камеры. В межтрубное пространство нагревательной камеры подается греющий пар.

Раствор поступает в аппарат над верхней трубной решеткой и опускается по циркуляционной трубе вниз, затем поднимается по кипятильным трубам и на некотором расстоянии от их нижнего края вскипает. Поэтому на большей части длины труб происходит движение вверх парожидкостной смеси, содержание пара в которой возрастает по мере ее движения. Вторичный пар поступает в сепарационное (паровое) пространство 5, где с помощью брызгоуловителя 6, изменяющего направление движения парового потока, от пара под действием инерционных сил отделяется унесенная им влага. После этого вторичный пар удаляется через штуцер сверху аппарата.

Упаренный раствор удаляется через нижний штуцер конического днища аппарата в качестве промежуточного или конечного продукта.

Как отмечалось, циркуляция раствора в аппарате происходит вследствие разности плотностей раствора в циркуляционной трубе и парожидкостной смеси в кипятильных трубах. Возникновение достаточной разности плотностей обусловлено тем, что поверхность теплообмена каждой кипятильной трубы, приходящаяся на единицу объема выпариваемого раствора, значительно больше, чем у циркуляционной трубы, поверхность трубы находится в линейной зависимости от ее диаметра, а объем жидкости в трубе пропорционален квадрату ее диаметра. Следовательно, парообразование в кипятильных трубах должно протекать значительно интенсивней, чем в циркуляционной трубе, а плотность раствора в них будет ниже, чем в этой трубе. В результате обеспечивается естественная циркуляция, улучшающая теплопередачу и препятствующая образованию накипи на поверхности теплообмена.

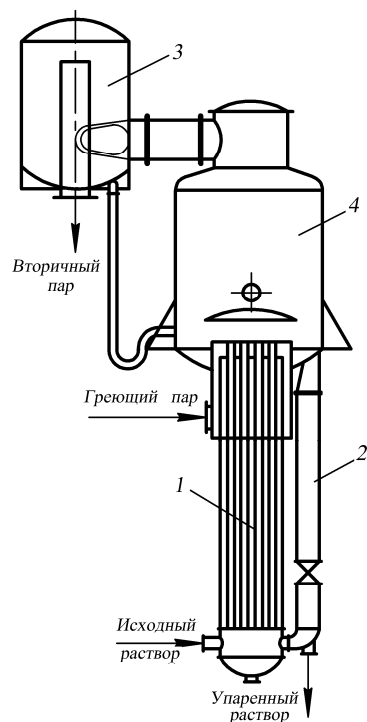


Рис. 17.13. Выпарной аппарат с выносной циркуляционной трубой: 1 – нагревательная камера; 2 – циркуляционная труба; 3 – центробежный брызгоуловитель; 4 – паровое пространство

В аппаратах этой конструкции циркуляционная труба, как и кипяtilьные трубы, обогрывается паром, что снижает разность плотностей раствора и парожидкостной смеси и может приводить к нежелательному парообразованию в самой циркуляционной трубе. Их

недостатком является также жесткое крепление кипяtilьных труб, не допускающее значительной разности тепловых удлинений труб и корпуса аппарата.

Аппараты с выносной нагревательной камерой. При размещении нагревательной камеры вне корпуса аппарата имеется возможность повысить интенсивность выпаривания не только за счет увеличения разности плотностей жидкости и парожидкостной смеси в циркуляционном контуре, но и за счет увеличения длины кипяtilьных труб.

Аппарат с выносной нагревательной

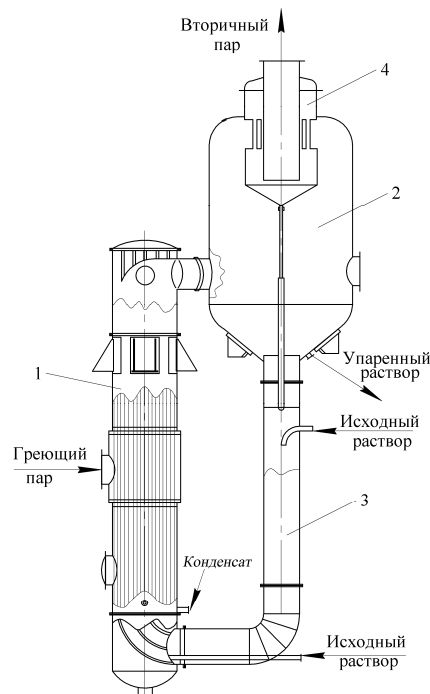


Рис. 17.14. Выпарной аппарат с выносной нагревательной камерой: 1 – нагревательная камера; 2 – сепаратор; 3 – необогреваемая циркуляционная труба; 4 – брызгоуловитель

камерой (рис. 17.14) имеет кипяtilьные трубы. Он работает при более интенсивной естественной циркуляции, обусловленной тем, что циркуляционная труба не обогревается, а подъемный и опускной участки циркуляционного контура имеют значительную высоту.

Выносная нагревательная камера 1 легко отделяется от корпуса аппарата, что облегчает и ускоряет ее чистку и ремонт. Ревизию и ремонт нагревательной камеры можно производить без полной остановки аппарата (а лишь при снижении его производительности), если присоединить к его корпусу две камеры.

Исходный раствор поступает под нижнюю трубную решетку нагревательной камеры и, поднимаясь по кипяtilьным трубам, выпаривается. Иногда подачу исходного раствора производят, как показано на рисунке, в циркуляционную трубу. Вторичный пар отделяется от жидкости в сепараторе 2. Жидкость опускается по необогреваемой циркуляционной трубе 3, смешивается с исходным раствором, и цикл циркуляции повторяется снова. Вторичный пар, пройдя брызгоуловитель 4, удаляется сверху сепаратора. Упаренный раствор отбирается через боковой штуцер в коническом днище сепаратора.

Скорость циркуляции в аппаратах с выносной нагревательной камерой может достигать 1,5 м/с, что позволяет выпаривать в них концентрированные и кристаллизующиеся растворы, не опасаясь слишком быстрого загрязнения поверхности теплообмена. Благодаря универсальности, удобству эксплуатации и хорошей теплопередаче, аппараты такого типа получили широкое распространение. Разновидностью выпарных аппаратов с выносной

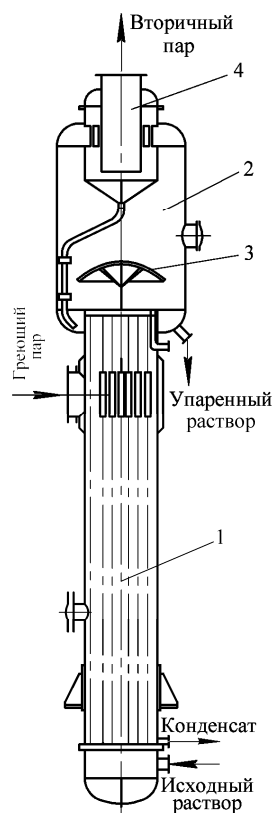


Рис. 17.16. Выпарной прямоточный аппарат с поднимающейся пленкой: 1 – нагревательная камера; 2 – сепаратор; 3 – отбойник; 4 – брызгоуловитель

камерой является также аппараты с горизонтальной выносной нагревательной камерой.

Прямоточные (пленочные) аппараты. Принципиальное отличие этих аппаратов от аппаратов с естественной циркуляцией состоит в том, что выпаривание в них происходит при однократном прохождении выпариваемого раствора по трубам нагревательной камеры. Таким образом, выпаривание осуществляется без циркуляции раствора. Кроме того, раствор выпаривается, перемещаясь (на большей части высоты кипятильных труб) в виде тонкой пленки по внутренней поверхности труб.

В центральной части труб вдоль их оси движется вторичный пар. Это приводит к резкому снижению температурных потерь, обусловленных гидростатической депрессией.

Различают прямоточные выпарные аппараты с поднимающейся и опускающейся пленкой.

Аппарат с поднимающейся пленкой (рис. 17.16) состоит из нагревательной камеры 1, представляющей собой пучок труб небольшого диаметра, и сепаратора 2.

Раствор на выпаривание поступает снизу в трубы нагревательной камеры, межтрубное пространство которой обогревается греющим паром. На уровне, соответствующем обычно 20...25 % высоты труб, наступает интенсивное кипение. Пузырьки вторичного пара сливаются, и пар, быстро поднимаясь по трубам, за счет поверхностного трения увлекает за собой

раствор. При этом жидкость перемещается в виде пленки, «всползающей» по внутренней поверхности труб, и выпаривание происходит в тонком слое.

Вторичный пар, выходящий из труб, содержит капли жидкости, которые отделяются от пара с помощью отбойника 3 и центробежного брызгоуловителя 4. В брызгоуловитель влажный пар поступает тангенциально и ему сообщается вращательное движение. Под действием центробежной силы капли жидкости отбрасываются к периферии, жидкость стекает вниз, а пар удаляется сверху из аппарата.

Прямоточные выпарные аппараты ближе к аппаратам идеального вытеснения, в то время как аппараты с многократной циркуляцией приближаются к аппаратам идеального смешения. Вместе с тем в прямоточных аппаратах раствор проходит по кипятильным трубкам однократно. Поэтому время пребывания его мало и аккумулярующая способность этих аппаратов низка, что важно при выпаривании термически нестойких веществ.

Вакуум-аппарат роторного типа с тонкослойным выпариванием. Для выпаривания нестойких к повышенным температурам вязких и пастообразных растворов применяют роторные прямоточные аппараты. Их используют в основном как концентраторы для окончательного выпаривания предварительно сгущенного продукта и для повышения степени сгущения цельного или обезжиренного молока и сыворотки перед сушкой.

Вакуум-аппарат роторного типа состоит из основного внутреннего цилиндрического корпуса (колонны) 1 и наружного кожуха 2, разделенного на пять секций (паровых рубашек), в которые отдельно подается пар под избыточным давлением 0,2 МПа (рис. 17.17). Предусмотрен отвод конденсата из каждой секции. В верхней части находится пароотделитель 3 для сепарации вторичного пара, соединенный с конденсатором.

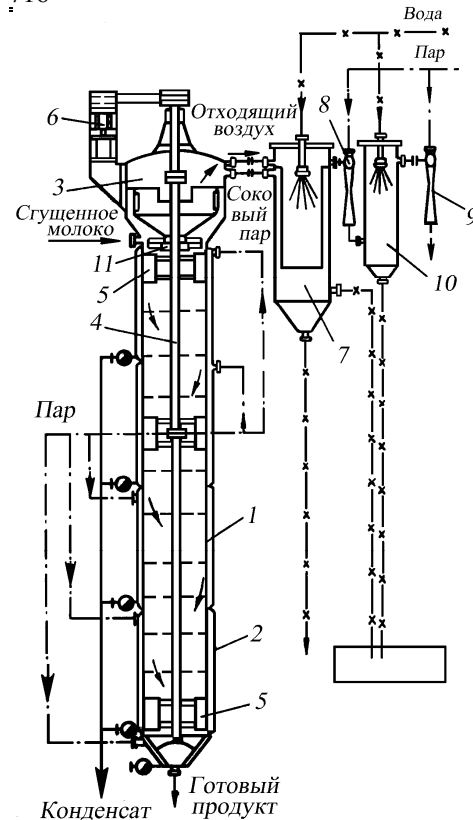


Рис. 17.17. Тонкослойный вакуум-аппарат роторного типа: 1 – цилиндрический корпус; 2 – наружный кожух; 3 – паропотделитель; 4 – мешалка (ротор); 5 – лопасти мешалки; 6 – электродвигатель; 7 – конденсатор смешения; 8 – эжектор первой ступени; 9 – эжектор второй ступени; 10 – промежуточный конденсатор; 11 – распределительное желобчатое кольцо

Внутри цилиндрического корпуса 1 аппарата вращается вертикальной мешалкой (ротором) 4, по длине вала которой установлены специальные лопасти 5, смещенные одна относительно другой и имеющие многоярусное расположение. Они механически распределяют жидкость тонким слоем по внутренней поверхности вакуум-аппарата и действуют так же, как скребки-очистители. Давление лопастей на стенки корпуса поддерживают постоянным, но его можно изменять в зависимости от физико-химических свойств сгущаемого продукта. Вал мешалки разъемный и по длине соединяется в двух местах муфтами. Нижний конец вала свободно расположен в крестовине конуса, а в верхней части вал приводится во вращательное движение от электродвигателя 6.

Скорость вращения мешалки обуславливает величину центробежной силы, влияющей на толщину пленки и эффективность процесса. При такой конструкции мешалки значительно уменьшается пригорание выпариваемого продукта и достигается высокая степень его концентрации.

РАСЧЕТ МНОГОКОРПУСНЫХ ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ

Материальный баланс. Материальный баланс для

многокорпусной выпарной установки, согласно которому общее количество воды W , выпариваемой во всех корпусах, составляет

$$W = G_n(1 - b_n / b_n), \quad (17.31)$$

где G_n и b_n – расход и концентрация исходного раствора; b_n – концентрация упаренного раствора, удаляемого из последнего корпуса.

Тепловой баланс. Для каждого корпуса многокорпусной выпарной установки тепловой баланс составляют, пользуясь уравнением (17.24) для однокорпусного аппарата.

Рассмотрим тепловой баланс трехкорпусной вакуум-выпарной прямоточной установки (рис. 17.19), первый корпус которой обогревается свежим насыщенным водяным паром. Расход свежего (первичного) пара D_1 , кг/с, его энтальпия I_{21} , кДж/кг и температура θ_1 , °С. После первого корпуса отбирается E_1 , кг/с и после второго корпуса E_2 , кг/с экстрапара. Соответственно расход вторичного пара из первого, направляемого в качестве греющего во второй корпус, составляет $(W_1 - E_1)$, кг/с и вторичного пара из второго корпуса, греющего корпус $(W_2 - E_2)$, кг/с, где W_1 и W_2 – количество воды, выпариваемой в первом и втором корпусах соответственно.

Потери теплоты в окружающую среду по корпусам принимают равными 3...5 % от Q_1 , Q_2 и Q_3 соответственно.

Расчет коэффициента теплопередачи. В вакуум-выпарных установках, в которые поступает продукт с температурой более низкой, чем температура кипения, процесс теплообмена можно разделить на два этапа: I – нагрев продукта до температуры кипения; II – теплообмен при кипении. Очевидно коэффициент теплопередачи в эти этапы будет различным. Поэтому для определения интенсивности выпарки и других технических расчетов приходится

пользоваться понятием усредненного коэффициента теплопередачи, когда процесс теплообмена условно не подразделяется на два этапа.

Коэффициенты теплопередачи и теплоотдачи зависят от ряда факторов.

1. Полезная разность температур. С увеличением ее эффективность теплообмена увеличивается. В вакуум-выпарных установках с термокомпрессией полезная разность температур должна составлять 15...25 °С. При снижении этих пределов, а также в отдельных случаях и при повышении их наблюдается падение циркуляции жидкости в калоризаторе, что приводит к уменьшению коэффициента теплопередачи.

2. Концентрация сгущаемого продукта. От концентрации продукта зависит α_2 . С повышением концентрации продукта частный коэффициент теплоотдачи и общий коэффициент теплопередачи будут уменьшаться.

3. Интенсивность циркуляции жидкости. С увеличением скорости циркуляции сгущаемой жидкости в калоризаторе возрастает коэффициент теплопередачи. Для характеристики интенсивности циркуляции существует показатель кратности циркуляции $c_{ц}$ – показатель кратности циркуляции, кг продукта/кг испаренной влаги:

$$c_{ц} = G/W. \quad (17.63)$$

4. Высота уровня жидкости в трубах калоризатора. Под высотой уровня жидкости подразумевается условный уровень жидкости в трубах калоризатора при отсутствии кипения и циркуляции продукта. Для сгущения молока и молочных продуктов существует оптимальная высота уровня ($h_{опт}$) жидкости, при которой теплообмен в установке наиболее эффективен. Оптимальная высота уровня жидкости увеличивается с ростом концентрации сгущаемого

продукта.

5. Наличие накипи. Появление накипи, или так называемого молочного камня, на внутренних стенках труб резко снижает эффективность теплообмена, поэтому при нескольких последовательно проводимых варках без мойки и чистки аппарата с каждой варкой коэффициент теплопередачи уменьшается.

Коэффициент снижения теплопередачи ψ_m характеризуется отношением

$$\psi_m = k_{cp} / k_o, \quad (17.64)$$

где k_{cp} – средний коэффициент теплопередачи за несколько варок, Вт/(м²·К); k_o – теоретический коэффициент теплопередачи (при чистых поверхностях калоризатора), Вт/(м²·К).

Этот расчет можно облегчить, пользуясь для предварительного определения α_n графиком Кутателадзе (рис. 17.21).

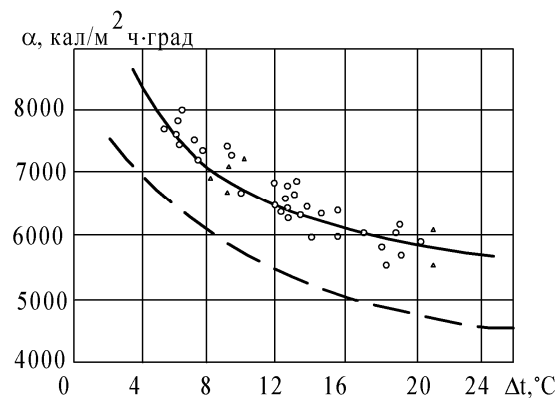


Рис. 17.21. График Кутателадзе для теплоотдачи от пара при атмосферном давлении

Определение температуры сгущения. С увеличением концентрации растворенных в жидкости веществ повышается температура кипения и возрастает температурная депрессия. Константа депрессии ($K_\delta = 0,8 \dots 0,01$ – для молока) выражается равенством

$$K_\delta = \frac{t_1 - t_1'}{t_\delta - t_\delta'}, \quad (17.68)$$

где t_1 – температура кипения продукта при атмосферном давлении, °С; t_δ – температура кипения воды при атмосферном давлении, °С; t_1' – температура кипения

(сгущения) продукта при заданном вакууме, °C; t'_g – температура кипения воды при заданном вакууме, °C.

ЛЕКЦИЯ 17.

ХОЛОДИЛЬНЫЕ ПРОЦЕССЫ.

ПЛАН.

**.1. ВЛИЯНИЕ НИЗКИХ ТЕМПЕРАТУР НА ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТЬ
МИКРООРГАНИЗМОВ**

2. ОХЛАЖДАЮЩИЕ СРЕДЫ

.3. ХОЛОДИЛЬНЫЕ АГЕНТЫ

.4. ОХЛАЖДЕНИЕ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

.5. ЗАМОРАЖИВАНИЕ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

.6. ОСНОВНЫЕ ТИПЫ МОРОЗИЛЬНЫХ АППАРАТОВ

Пищевые среды, получаемые в результате переработки различных видов сельскохозяйственных растений и животных, представляют собой многокомпонентные системы, обладающие сложным химическим свойством, разнообразной физико-химической характеристикой и имеющие сложную структуру.

Группу основных пищевых сред составляют вода, белки, липиды, углеводы, макро- и микроэлементы. Они также содержат биологически активные вещества – витамины, ферменты, гормоны и другие.

Вещества, входящие в состав пищевых сред, различны по степени дисперсности, обладают комплексом свойств, присущих конгломерату коллоидных и истинных растворов.

Пищевые продукты по длительности хранения подразделяют на продукты, которые в обычных условиях продолжительное время не портятся и скоропортящиеся. Снижение качества и порча пищевых сред обусловлены изменением как под действием собственных биологических катализаторов (тканевых ферментов), окислительными реакциями с кислородом воздуха, так и микробиологическими процессами.

Для предохранения продуктов от порчи применяют консервирование. Из существующих методов консервирования (пастеризация, стерилизация, сушка, копчение, соление и др.) наиболее эффективна обработка холодом, в наименьшей степени изменяющая первоначальные свойства продуктов.

Понижение температуры значительно снижает жизнедеятельность микроорганизмов и активность тканевых ферментов, в результате чего замедляются как реакции, естественно протекающие в некоторых продуктах (автолиз мяса, дыхание и дозревание плодов и т. д.), так и реакций, вызываемые деятельностью микроорганизмов.

В зависимости от температуры и характера холодильной обработки пищевые продукты условно разделяют на охлажденные с температурой в центре продукта от 0 до 4 °С и замороженные, имеющие температуру ниже минус 6 °С. При охлаждении продуктов главным действующим фактором является низкая температура; при замораживании продуктов, кроме того, имеет значение переход воды в твердое состояние – обезвоживание ткани. Однако вода, являющаяся важнейшим фактором существования и развития микроорганизмов, при замораживании полностью не замерзает. Часть ее, содержащаяся в пищевых продуктах, оказывается настолько прочно связанной с твердым веществом, что не замерзает даже при очень низких температурах.

В зависимости от отношения микроорганизмов к температурам их делят на термо-, мезо- и психрофилы. *Термофилы* – микроорганизмы, развивающиеся при температурах 50...75 °С. *Мезофиллы* – самая распространенная группа микроорганизмов, развивающихся при температурах 20...40 °С. *Психрофилы* способны расти при относительно низких температурах (+10...–8 °С). Различают *факультативные* психрофилы, температурный оптимум развития

которых приближается к температурному оптимуму развития мезофилл, и *облигатные*, способные размножаться только при низких температурах.

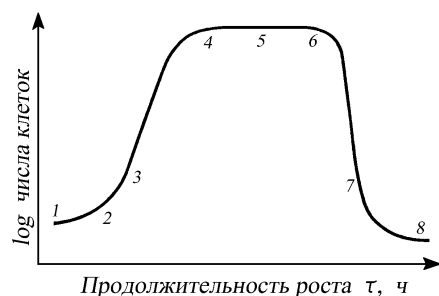


Рис. 16.1. Кривая роста бактерий: 1 – лаг-фаза; 2 – фаза ускорения роста; 3 – логарифмическая фаза; 4 – фаза замедления роста; 5 – максимальная стационарная фаза; 6 – фаза ускорения гибели; 7 – фаза гибели; 8 – конечная стационарная фаза (фаза адаптации)

Микроорганизмы в различной мере подвержены влиянию холода. Наиболее холодоустойчивы плесневые грибы и дрожжи. Бактерии хуже переносят холод; при замерзании среды они довольно быстро погибают. Однако полное вымирание бактерий наблюдается редко. Отмирание бактерий протекает весьма быстро, если среда, в которой они живут, заморожена до твердого состояния. Если среда только переохлаждена и находится в жидком состоянии, происходит медленное постепенное отмирание бактерий.

Температура влияет на любую из восьми фаз роста путем воздействия на реакции, протекающие в клетке, вязкость и pH внутриклеточной жидкости, растворимость газов и др. (рис. 16.1). Наиболее существенно температура влияет на продолжительность лаг-фазы и характер логарифмической фазы роста микроорганизмов. Чем ниже температура, тем продолжительнее лаг-фаза и более пологи участки логарифмической фазы. Длительность лаг-фазы зависит от температуры, при которой микроорганизмы находились до начала холодильного хранения продукта. Если ранее микроорганизмы развивались при повышенных температурах, то в условиях пониженных температур лаг-фаза удлиняется даже у психрофилов. Если бактерии размножались при низких температурах и находились в активном состоянии при попадании на продукт с низкой температурой, то быстро

наступает логарифмическая фаза роста. Микроорганизмы, развивающиеся при низких температурах, попадая на продукт с более высокой температурой, сразу переходят в логарифмическую фазу.

Устойчивость микроорганизмов к отрицательным температурам зависит от трех факторов: температуры, скорости ее понижения и времени воздействия.

Действие отрицательной температуры на микроорганизмы проявляется в изменении внутри и внеклеточного состояния воды. Максимальное повреждающее действие оказывает внутриклеточное образование льда. Внеклеточная кристаллизация воды, а также аморфизация льда внутри клеток менее губительны. При внутриклеточном образовании льда происходит нарушение структур плазматических мембран и клеточных оболочек. Кроме того, образование льда приводит к повышению концентрации внутри и внеклеточных растворов, что ведет к денатурации белков и нарушению барьеров проницаемости.

Повышение устойчивости клеток к глубокому охлаждению достигается путем ступенчатого замораживания – сначала медленного, а затем быстрого до более низких температур, что объясняется внеклеточной кристаллизацией, происходящей при предварительном медленном понижении температур.

При замерзании водного раствора изменяется отношение давлений водяных паров переохлажденной воды и льда с понижением температуры. Переохлажденная вода внутри клеток имеет более высокое давление водяных паров и больше свободной энергии, чем лед, образующийся вне клетки. Вследствие этого с понижением температуры происходит рост кристаллов из-за диффузии паров переохлажденной внутри клетки воды, т. е. дегидратация клетки, и увеличивается концентрация внутриклеточного раствора. При медленном понижении

температуры и кристаллизации жидкости вне клетки может возникнуть момент, когда образование льда внутри клетки станет невозможным из-за сильной или полной дегидратации и высокой вязкости протоплазмы. Благодаря этому кристаллизации жидкости внутри клеток микроорганизмов может не быть. При внеклеточном замерзании происходит деформация клеток. Так, объем дрожжевых клеток уменьшается на одну треть.

Повреждение микроорганизмов холодом может происходить и без образования льда. Гибель клеток в результате холодового шока происходит при очень быстром охлаждении из-за низкого осмотического давления.

Устойчивость микроорганизмов к замораживанию зависит не только от температуры и скорости замораживания, но и от продолжительности пребывания их в замороженном состоянии. В процессе отмирания микроорганизмов под влиянием низких температур число клеток сначала быстро уменьшается в результате действия замораживания, затем следует замедленное разрушение микроорганизмов, и, наконец, остается некоторое число устойчивых к низким температурам клеток, количество которых зависит от условий замораживания и индивидуальной резистентности вида. На рис. 16.2 показаны три фазы отмирания смешанных популяций микроорганизмов пищевых продуктов. Следует отметить, что в фазе *В* происходит селекция микроорганизмов, наиболее устойчивых к отрицательным температурам.

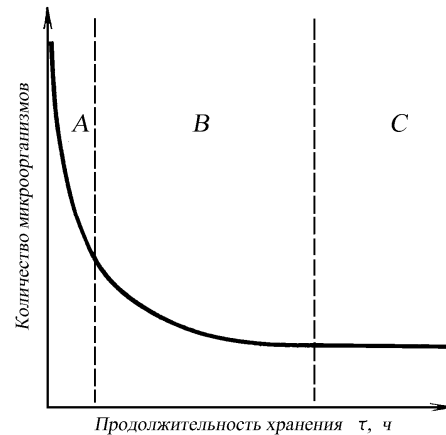


Рис. 16.2. Зависимость количества микроорганизмов смешанных популяций от продолжительности хранения в замороженном состоянии: A – действие замораживания; B – фаза отмирания при хранении; C – фаза сохранения выжившей микрофлоры

В средах, замороженных до твердого состояния, отмирание бактерий также зависит от температуры. При температуре замораживания от -5 до -12 °C отмирание бактерий протекает значительно быстрее, чем, например, в зоне температур от -18 до -20 °C. Это можно объяснить тем, что при -18 °C и ниже среда замерзает значительно быстрее, чем при -5 °C, -8 °C, и биохимические процессы в клетках микроорганизмов быстро прекращаются – наступает состояние анабиоза.

Некоторые виды бактерий при температуре $-5...-8$ °C вымирают почти полностью в течение 10...14 месяцев и в нормальных условиях уже не развиваются или развиваются крайне слабо; жизнедеятельность бактерий других видов (например, почти всех спорообразующих) только слегка угнетается после выдержки при указанной температуре, и в нормальных условиях они снова начинают развиваться через 5...6 дней. Аналогичное явление наблюдается также у плесневых грибов, более холодоустойчивых, чем бактерии.

При замораживании микроорганизмов обычно погибает 90...99 % клеток, но полное отмирание наблюдается крайне редко. Болезнетворные бактерии в течение многих часов выдерживают температуру жидкого воздуха (около -190 °C). Не отмирают микроорганизмы и при продолжительном воздействии низких температур.

Предполагают две взаимосвязанных причины принудительного подавления жизнедеятельности и отмирания микроорганизмов: нарушение обмена веществ и повреждение структуры клетки.

Пока температура остается выше криоскопической точки протоплазмы, нарушение жизнедеятельности микроорганизмов происходит только вследствие изменения температуры. Оно приводит к торможению всех процессов обмена веществ, нарушению нормального соотношения скоростей этих процессов.

Если температура ниже криоскопической точки протоплазмы, ее действие усугубляется вымерзанием воды в окружающей среде и в самой клетке.

Криоскопическая температура – это температура, при которой выделяются кристаллы льда из тканевых соков, т. е. это температура, при которой начинается выделение твердой фазы.

Кроме изменения температуры, на клетку влияет обезвоживание среды и протоплазмы, повышенная концентрация незамерзшей жидкой фазы, перенос влаги внутри самой клетки и из клетки во внешнюю среду в связи с образованием кристаллов льда и, наконец, механическое воздействие кристаллов. Все эти факторы зависят не только от температуры, но и от механизма кристаллообразования.

Сохранение качества продуктов при холодильном хранении в значительной степени зависит от начальной микробной загрязненности продуктов, а также от санитарного состояния холодильных камер. Микробиальную порчу продуктов при холодильном хранении вызывают в основном плесневые грибы. Попадая на продукт и развиваясь на нем, плесени не только ухудшают его товарный вид продукта, но и вызывают его порчу под действием выделяемых

ферментов. Особенно это касается хранения охлажденных продуктов. Рост большинства плесеней прекращается при температуре минус 9 °С. Но при повышении температуры или после размораживания продуктов их жизнедеятельность восстанавливается. Поэтому при хранении необходим микробиологический контроль, который позволяет своевременно выявить степень зараженности камер плесенью и принять соответствующие меры. Кроме того, необходим постоянный контроль за соблюдением санитарных правил и технологических инструкций.

При действии низкой температуры не только задерживается развитие и размножение микроорганизмов, но и затормаживаются все биохимические процессы, происходящие в продукте под влиянием микроорганизмов и тканевых ферментов, вызывающих его порчу. Деятельность ферментов при замораживании полностью не приостанавливается. Ферменты не разрушаются даже при температуре минус 79 °С. Потеря активности ферментов наблюдается при многократном замораживании и размораживании. Скорость ферментативных процессов в период хранения зависит от скорости замораживания продукта. В мясе, замороженном быстрым способом, ферментативные процессы протекают интенсивнее, чем в мясе, замороженном медленно. Это можно объяснить более равномерным в быстрозамороженном мясе распределением влаги и меньшими размерами кристаллов.

В пищевой технологии применяют следующие процессы холодильной обработки продуктов: охлаждение, подмораживание, замораживание, холодильное хранение, отепление и размораживание.

Подмороженные продукты имеют температуру ниже точки замерзания на 2...3 °С, но они еще не обладают той твердостью, которая свойственна замороженному продукту.

В подмороженных продуктах воздействие микробиологического и ферментативного факторов несколько меньше, чем у охлажденных, поэтому срок их хранения более продолжительный.

Мороженые продукты характеризуются температурой в толще не выше минус 8 °С, им характерна определенная твердость, свойственная водному льду. При температуре хранения минус 12 °С и ниже в таких продуктах микробиологические процессы прекращаются, хотя продолжают окислительные процессы жира, которые замедляются при температуре ниже минус 18 °С.

Замораживание применяют в тех случаях, когда необходимо сохранить продукты на более длительный срок, чем это возможно для охлажденных и подмороженных продуктов.

Размораживанием называется искусственное повышение температуры продуктов, при котором начинается процесс, обратный замораживанию. Температура продуктов при размораживании выше 0 °С, при этом кристаллы льда плавятся и ткани поглощают значительное количество влаги. Процесс размораживания не идентичен процессу отепления – процессу, обратному охлаждению. При размораживании необходимо стремиться к максимальной обратимости свойств продуктов.

Холод замедляет, но не исключает полностью биохимических процессов, вызывающих изменение качества продуктов и их порчу. В процессе охлаждения и замораживания жизнедеятельность микроорганизмов подавляется, и часть их отмирает, однако стерильность продуктов в этом случае не обеспечивается. Подмораживание и особенно замораживание изменяют структуру и свойства продукта, поэтому для практических целей холодильной технологии наиболее важна обратимость действия низких температур, применяемых для

сохранения скоропортящихся продуктов.

Охлаждение до криоскопической температуры не изменяет структуры продуктов, поэтому такие продукты не отличаются от свежих.

. ОХЛАЖДАЮЩИЕ СРЕДЫ

Охлаждающей называется среда, имеющая более низкую температуру, чем тело, отдающее и воспринимающее теплоту. Она не только способствует понижению температуры тела, но и оказывает разнообразное воздействие на него, вызывая различные изменения.

Охлаждающие среды бывают газообразными (воздух, углекислый газ, азот), жидкими (холодная вода, рассол, водные растворы этиленгликоля или пропиленгликоля) и твердыми (лед, снег). Иногда холодильная обработка и хранение происходят в неоднородной среде (тающий лед, льдосоляная смесь).

В последние годы широко применяют для охлаждения тушек птицы холодную (ледяную) воду. Тающий лед или снег используют для охлаждения таких продуктов, как рыба, некоторые овощи и зелень.

Газообразная среда. В качестве охлаждающей газовой среды используют атмосферный воздух, углекислый газ и азот.

Чаще охлаждающей средой служит воздух. Правда, охлаждение в воздухе протекает менее интенсивно, чем, например, в жидкой среде. Кроме того, при дефиците влаги в воздухе, охлаждение в нем сопровождается испарением влаги с поверхности продуктов, а следовательно, потерей их массы. Воздух не имеет запаха и не оказывает химического

воздействия на большинство продуктов, если не считать окисляющего действия на жиры содержащегося в воздухе кислорода.

Для интенсификации охлаждения в воздухе применяют разные способы. В первую очередь повышают скорость его движения и увеличивают перепад температур между воздухом и охлаждаемым продуктом.

Атмосферный воздух – это механическая смесь газов (78 % азота, около 21 % кислорода и в небольшом количестве аргон, углекислый газ, неон, криптон, гелий и водород, составляющие менее 1 %).

В воздухе всегда находится водяной пар. Смесь сухого воздуха с водяным паром называется еще влажным воздухом. Влажность воздуха зависит от насыщения его водяными парами. Степень насыщения воздуха водяными парами выражается относительной влажностью и влагосодержанием.

От температуры воздуха зависит продолжительность хранения скоропортящихся продуктов и проведение процесса охлаждения и замораживания.

Поддерживая определенную температуру воздуха в холодильной камере, необходимо обеспечить и соответствующий влажностный режим в ней. Более низкая температура воздуха в камерах хранения позволяет поддерживать более высокую влажность воздуха, не опасаясь усиления развития микроорганизмов.

На температурно-влажностное состояние воздуха, на процесс влагообмена между продуктами и окружающим воздухом значительно влияет скорость движения воздуха. Повышенная скорость движения воздуха усиливает процесс теплообмена между охлаждаемым продуктом и воздухом, благодаря чему сокращается время охлаждения и уменьшается

продолжительность термической обработки продукта.

С поверхности охлажденных или замороженных продуктов происходит испарение, т. к. парциальное давление пара над продуктом, имеющим более высокую температуру, чем воздух, оказывается выше парциального давления водяного пара в воздухе камеры, что нарушает влажностный баланс.

Жидкая среда. В качестве жидкой среды, применяемой для охлаждения продуктов, используют холодную воду и слабые солевые растворы; для замораживания – водные растворы солей достаточно высокой концентрации (рассолы – водные растворы хлористого натрия, магния, кальция) и водные растворы этиленгликоля или пропиленгликоля.

Раствор хлористого натрия применяют для получения температур до минус 16 °С; хлористого кальция – для более низких температур. Для еще более низких температур используют органические вещества, главным образом, водный раствор этиленгликоля ($\text{HOCH}_2\text{CH}_2\text{OH}$) с эвтектической температурой около минус 72 °С и фреон-11 (CFCl_3) с температурой замерзания минус 111 °С.

Жидкая среда обладает большей теплопроводностью и теплоемкостью, чем газообразная. Коэффициент теплоотдачи α от продукта к жидкой среде примерно в 20 раз выше по сравнению с газообразной средой при одинаковых условиях. Увеличение скорости движения жидкой среды способствует повышению коэффициента теплоотдачи. Использование жидкой среды значительно сокращает продолжительность холодильной обработки.

Чистую воду используют только для охлаждения продуктов до температуры 0 °С. Чтобы довести температуру продуктов в жидкой среде ниже минус 1 °С, применяют растворы различных солей – рассолы.

Водные растворы различных более концентрированных солей всегда замерзают при более низкой температуре, чем чистая вода, поскольку давление насыщенного пара растворителя над раствором всегда меньше, чем над чистым растворителем. С увеличением концентрации растворенного вещества понижается давление P_1 его паров над раствором.

.ХОЛОДИЛЬНЫЕ АГЕНТЫ

Холодильные агенты. Вещества, применяемые в качестве рабочего тела при осуществлении холодильных циклов, называют холодильными агентами.

Холодильные агенты должны удовлетворять следующим требованиям: не должны быть горючими, взрывоопасными, обладать химической стойкостью и инертностью по отношению к металлам и смазочным маслам, хорошо растворять воду, и быть недорогими, безвредными для здоровья человека и обладать определенными физическими и термодинамическими свойствами (температура кипения, критическая температура и температура замерзания, плотность и теплопередающие свойства и др.).

При нормальном атмосферном давлении холодильный агент должен иметь достаточно низкую температуру кипения, чтобы при работе холодильной машины не было разрежения в испарителе. Рабочее вещество при температурах конденсации не должно иметь высоких давлений, требующих большой прочности машины, что увеличивает ее массу и повышает стоимость.

Критическая температура холодильного агента должна быть выше температуры охлаждающей воды или воздуха в конденсаторах холодильных машин. Чем выше критическая температура холодильного агента, тем меньше образуется пара при дросселировании его в

регулирующем вентиле. Температура замерзания холодильного агента, наоборот, должна быть как можно ниже, чтобы исключить опасность его замерзания в испарителе при заданных температурах кипения.

От плотности холодильного агента зависит гидравлическое сопротивление его движению. Чем больше плотность вещества, тем больше гидравлическое сопротивление.

Теплопередающие свойства холодильного агента характеризуются коэффициентами теплоотдачи и теплопроводности, от которых зависит эффективность работы теплообменных аппаратов.

Фреон-12 и фреон-13 совершенно не воспламеняются и невзрывоопасны. Фреон-22 практически тоже считается неопасным в пожарном отношении. Фреон-142 при содержании в воздухе 10,6 и 15,1% по объему образует взрывоопасную смесь.

По химическому воздействию на металлы и смазочные масла холодильные агенты обладают следующими свойствами.

Фреон-12 обладает хорошей взаиморастворимостью с маслом, образуя однородную смесь. Концентрации масла и фреона в жидкой фазе этой смеси зависят от ее температуры и давления, что имеет большое практическое значение при смазке фреоновых машин. Фреон-22 растворяется в масле только частично. Воду хорошо растворяет аммиак и очень плохо фреоны, особенно фреон-12.

Фреон-22 растворяет воду в восемь раз больше, чем фреон-12, однако и эта растворимость недостаточна. Не допускается содержание влаги во фреоне-12 более 0,0006 % и во фреоне-22 более 0,0025 % по массе из-за возможного образования в регулирующих ventилях ледяных пробок.

Отрицательными свойствами фреонов являются очень большая текучесть, (они легко проникают через малейшие неплотности в соединениях и даже через поры металлов); повышенная плотность; относительно низкие коэффициенты теплоотдачи, фреоны растворяют обычную резину.

Фреоны не оказывают действия на вкус, запах, цвет и состав большинства пищевых продуктов. Для снижения величины гидравлических сопротивлений, обусловленных большой плотностью фреонов, ставят трубопроводы и клапаны возможно больших проходных сечений, обеспечивающих небольшие скорости движения холодильного агента. В соответствии с этим диаметры трубопроводов машин, работающих, например, на фреоне-12, должны быть примерно в 2 раза больше диаметров трубопроводов аммиачных машин такой же холодопроизводительности.

Недостаточно высокие теплопередающие свойства фреонов в значительной степени компенсируются увеличением рабочей поверхности теплообменных аппаратов путем оребрения труб.

Резиновые прокладки во фреоновых машинах изготавливают из специальной фреоностойкой резины.

В последние годы в качестве рабочих веществ холодильных машин стали применять также *азеотропные смеси*, составляемые из двух различных компонентов. По своим свойствам эти смеси отличаются от свойств составляющих их компонентов. Азеотропную смесь, состоящую из 48,8 % фреона-22 по массе и 51,2 % фреона-115, называют фреон-502. Смесь невзрывоопасна, безвредна для здоровья человека, по степени токсичности равноценна фреону-12, имеет хорошие термодинамические свойства и энергетические показатели.

Нормальная температура кипения смеси равна минус 45,6 °С, в то время как ее отдельные компоненты кипят при более высоких температурах.

ОХЛАЖДЕНИЕ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

Охлаждением называют процесс понижения температуры охлаждаемого тела посредством теплообмена с окружающей средой, несопровождаемый льдообразованием. Конечная температура охлажденных продуктов находится обычно в пределах 0...–4 °С, т. е. в толще охлажденных продуктов температура должна быть близкой к точке замерзания, но не ниже ее. Некоторые продукты охлаждают и до более низкой температуры. Например, яйца, отдельные виды плодов охлаждают до температуры на 1...3 °С ниже их точки замерзания и хранят в переохлажденном состоянии.

Процесс охлаждения должен происходить как можно быстрее для обеспечения эффективного торможения биохимических, микробиологических и других изменений. Интенсификация процессов охлаждения способствует удлинению сроков хранения, снижению естественной убыли пищевых продуктов и уменьшению производственных площадей холодильных камер.

На условия охлаждения пищевых продуктов влияет внутренняя неоднородность продукта, сложность формы, экзотермичность биохимических процессов в продукте, изменение теплофизических свойств, испарение влаги и др.

Тепло- и массообмен при охлаждении пищевых продуктов. Охлаждение продуктов подчиняется закону Фурье теплопроводности твердых тел при нестационарном режиме при

следующих допущениях: в охлаждаемом теле не должно быть внутренних источников теплоты; теплофизические свойства тела не меняются во время его охлаждения; температура охлаждающей среды и коэффициент теплоотдачи на поверхности тела постоянны. Считаем, что вначале охлаждаются поверхностные слои, а затем охлаждение постепенно распространяется вглубь тела. Испарение влаги с поверхности продуктов, охлаждаемых в воздухе, следует учитывать, т. к. влияние испарения на ход охлаждения может быть значительным.

Процесс охлаждения можно рассматривать в трех стадиях: первая – стадия неупорядоченного режима; вторая – регулярный режим и третья – тепловое равновесие между охлаждаемым телом и средой.

Процесс теплообмена при охлаждении пищевых продуктов существенно осложняется, если охлаждение сопровождается испарением влаги.

При прямом контакте влажного охлаждаемого продукта с воздушной средой влага с поверхности испаряется, однако под действием градиента влажности, возникающего в продукте при поверхностном испарении, происходит также миграция влаги из внутренних слоев к поверхности продукта, и тогда испарение длится в течение всего времени охлаждения.

Поверхностное испарение сопровождается отводом теплоты от охлаждаемого тела и, следовательно, ускоряет процесс охлаждения.

Теплообмен между поверхностью тела и внешней средой осуществляется путем конвекции, радиации и испарения. Общее количество испарившейся влаги с продукта при охлаждении тем больше, чем больше поверхность продукта, коэффициент теплоотдачи, разность температур и продолжительность охлаждения.

Усушку продуктов стремятся уменьшить, ускоряя процесс охлаждения и применяя защитные пленочные упаковки.

Технология охлаждения пищевых продуктов. При охлаждении пищевых продуктов не происходит существенного изменения их структурного состояния. Охлаждают продукты до температуры не ниже их криоскопической температуры. Это способствует задержке биохимических, микробиологических и ферментативных процессов. Некоторые продукты, например, яйца, отдельные виды овощей и фруктов, для ускорения процесса охлаждения до температуры ниже их криоскопической на 1...3 °С Это способствует задержке биохимических, микробиологических и ферментативных процессов.

В зависимости от вида и свойств пищевых продуктов применяют различные способы охлаждения: в воздушной среде с различной степенью насыщения воздуха, жидкостях, тающем льду.

Охлаждение продуктов (мясо, мясные и молочные продукты, фрукты и овощи, кулинарные и кондитерские изделия и др.) в воздушной среде наиболее распространено, т. к. воздух практически не оказывает неблагоприятного воздействия на обрабатываемые продукты.

Распространено также охлаждение продуктов в жидких средах путем погружения (рыба, тушки птицы, консервы) или орошения (тушки птицы, вареные колбасные изделия и др.). Часто перед погружением в жидкие среды продукты упаковывают во влагонепроницаемую оболочку для исключения контакта с водой и рассолами.

В последнее время начинает находить практическое применение охлаждение продуктов в регулируемой газовой атмосфере (фрукты, овощи, мясо и мясные продукты), вакуумное охлаждение (зелень, овощи, мясной фарш), а также охлаждение с применением избыточного

давления (мясо, овощи).

Охлаждение мяса и мясопродуктов. Обычно мясо и мясопродукты охлаждают в воздушной среде следующими способами: одно-, двух-, трехстадийным и программным, понижая их температуру до 0 °С в толще продукта. Иногда конечная температура полутуш в центре их бедренной части составляет 4 °С.

Чем быстрее температура продукта будет доведена до уровня, неблагоприятного для развития микробиологических и автолитических процессов, тем лучше он будет сохраняться. Кроме того, быстрое охлаждение экономично, поскольку увеличивается коэффициент использования холодильных емкостей.

Мясо и мясопродукты охлаждают в камерах охлаждения, оборудованных подвесными путями или стеллажами. На 1 м подвешного пути размещают 2...3 полутуши крупного рогатого скота и 3...4 свиных. Бараньи тушки развешивают на рамах в один или два яруса по 10...20 тушек. В среднем нагрузка на 1 м подвешного пути составляет: для говядины – около 280, для свинины – 225, для баранины – 180 кг.

Субпродукты и мясные полуфабрикаты укладывают на противни и размещают на стеллажах.

Кроме обычных камер для охлаждения мяса и мясопродуктов, применяют камеры тоннельного типа, по ширине которых вдоль тоннеля расположены 3...4 подвешных пути или два ряда передвижных стеллажей.

Одностадийное охлаждение мясных полутуш осуществляют в воздушной среде при температуре 0 °С и ниже (для говяжьих полутуш температура воздуха понижена до минус 2 °С, а для свиных – до минус 5 °С) при принудительной циркуляции среды со скоростью 0,5...0,8,

м/с. Продолжительность процесса охлаждения говяжьих и свиных полутуш в среднем составляет 14...24 ч.

Более совершенны способы двух-, трехстадийного и программного охлаждения мясных полутуш, которые предусматривают использование переменных параметров воздушной среды. На первой стадии свиные полутуши охлаждают в воздушной среде при температуре $-10...-12$ °С в течение 1,5 ч, на второй стадии – при температуре $-5...-7$ °С в течение 2 ч и при доохлаждении (с целью равномерного распределения температуры по толщине полутуш) температура 0 °С поддерживается в течение 6...8 ч. На первой и второй стадиях скорость движения воздуха составляет 1...2 м/с, а при доохлаждении она не превышает 0,5 м/с.

При охлаждении говяжьих полутуш температуру на первой стадии поддерживают не ниже -8 °С, а при доохлаждении – 0 °С. Скорость движения воздуха равна 1...2 м/с, а при охлаждении – не более 0,5 м/с.

При двух- и трехстадийном охлаждении мясных полутуш потери массы уменьшаются на 20...30 % вследствие сокращения продолжительности процесса по сравнению с одностадийным способом охлаждения.

При программном охлаждении говяжьих полутуш вначале обрабатывают при температуре $-4...-5$ °С и скорости движения воздушной среды 4...5 м/с, а затем при переменной или постоянной температуре ($t = 0$ °С) и переменной скорости движения, изменяющейся по заданной программе от начальной до 0,5 м/с.

Известен способ охлаждения мясных полутуш в воздушной среде, перенасыщенной водяным паром. При этом воздух, подаваемый в камеру охлаждения, смешивается с внутренним, образуя туман. Капельки влаги при соприкосновении с теплой поверхностью

полутуш испаряются. Коэффициент теплоотдачи возрастает в 2...3 раза вследствие использования эффекта испарительного охлаждения поверхности мясных полутуш. Достигается сокращение продолжительности процесса на 6...8 ч по сравнению с одностадийным охлаждением, а потери массы уменьшаются на 0,5...0,6 %.

Применяется способ охлаждения мяса и мясопродуктов под избыточным давлением охлажденного воздуха. Температуру воздуха поддерживают в пределах 0...2 °С, а избыточное давление – 0,10...0,35 МПа. Установлено, что при охлаждении мяса, мясных и других продуктов под избыточным давлением охлажденного воздуха в указанных пределах потери их массы уменьшаются до 40 % и более.

Вареные колбасы, сосиски и сардельки охлаждают в две стадии. Первую стадию обработки проводят тонко распыленной водопроводной водой с использованием испарительного эффекта охлаждения, вторую – интенсивно движущимся воздушным потоком, имеющим температуру 0...8 °С, скорость движения до 4 м/с. Температура продукта до охлаждения 65...70 °С, после охлаждения водой 40...45 °С, после охлаждения воздухом 8...15 °С. Продолжительность охлаждения продукта водой равна 5...30 мин, воздухом – 1...10 ч и зависит от диаметра колбасных батонов, вида колбас и параметров охлаждающей среды. Варено-копченые колбасы охлаждают только воздухом при температуре 20 °С и скорости движения до 2 м/с. Конечная температура охлажденных варено-копченых колбас составляет 35...45 °С и зависит от режима последующей обработки.

Пастеризованные мясные консервы охлаждают водой, а затем в условиях интенсивной циркуляции воздуха при температуре 0...2 °С и скорости движения до 3 м/с. Конечная температура охлажденных консервов должна быть не выше 5°С. При этом продолжительность

процесса охлаждения не превышает 24 ч.

Для интенсификации процесса охлаждения разработана система струйной подачи холодного воздуха на полутушу с таким расчетом, чтобы наиболее низкая температура (около $-5...-8$ °С) и наибольшая скорость движения воздуха (до 3,5 м/с) поддерживались вблизи наиболее толстой части полутуши – бедра. Продолжительность охлаждения при этом снижается примерно в 2...2,5 раза, а естественные потери веса мяса уменьшаются в среднем по сравнению с обычным способом на 25...30 %.

Для того чтобы сохранить охлажденное мясо без значительных изменений более 8...10 суток и увеличить эти сроки вдвое, целесообразно подмораживать внешний слой мяса до $-4...-5$ °С с сохранением в толще температуры 0...1 °С. Повышение скорости движения и степени сухости воздуха способствует увеличению потерь массы, которые также возрастают в зависимости от продолжительности процесса охлаждения.

Охлаждение птицы. Птицу охлаждают либо упакованной в ящики, либо без упаковки в воздушной, жидкой среде или во льду. Продолжительность охлаждения в воздухе колеблется от 12 до 36 ч в зависимости от размера и вида птицы.

При охлаждении птицы без упаковки тушки подвешивают за ноги на крючьях вешал этажерок. При таком размещении тушки хорошо омываются воздухом, и процесс охладений проходит интенсивно. Температура воздуха в камерах перед загрузкой должна быть $-2...-3$ °С, а во время охлаждения – от минус 1 до 0 °С; относительная влажность воздуха вначале охлаждения – 95...98 %, к концу – 90...92 %.

При охлаждении упакованной птицы штабели ящиков в камере должны отстоять от стен и

приборов охлаждения на расстоянии 0,3 м, а друг от друга – на 0,1 м, чтобы обеспечить циркуляцию холодного воздуха. Скорость воздуха составляет 4...6 м/с, а продолжительность охлаждения птицы – 4...6 ч в зависимости от упитанности, размера тушек и вида птицы. Охлаждение считается законченным по достижении внутри тушки птицы температуры 0... 4 °С.

Для интенсификации процесса охлаждения и уменьшения потери веса охлаждать тушки птицы можно во льду и ледяной воде, иногда применяют последовательное охлаждение сначала в жидкости, а затем в воздухе, при этом продолжительность охлаждения составляет всего 2...3 ч. Потери веса тушек птицы составляют в среднем: для цыплят – 0,7, кур – 0,6, уток, гусей, индеек – 0,4 %.

Охлаждение яиц. Скорлупа и подскорлупная оболочка хорошо защищают яйцо от проникновения микробов внутрь. Поэтому яйца предварительно охлаждают в камерах тоннельного типа с температурой на 2...3 °С ниже температуры яиц. Относительная влажность воздуха поддерживается на уровне 75...80 %, скорость движения – 0,3...16 м/с. Когда температура яиц достигнет 2...3 °С, их перемещают в камеры длительного хранения при температуре –1...–2 °С. Равномерную температуру по всему объему камеры обеспечивает воздушная система охлаждения.

Яйца охлаждают воздухом при постоянных или переменных параметрах окружающей среды. При охлаждении с применением постоянных параметров температуру воздуха поддерживают на уровне 0...2 °С, а скорость движения – в пределах 0,3...0,5 м/с. При охлаждении с применением переменных параметров осуществляют программное охлаждение с постепенным понижением температуры воздуха (примерно 1 °С за 1 ч) до 0 °С при постоянной

скорости его движения 0,3...0,5 м/с. В среднем продолжительность охлаждения яиц составляет 2...3 сут и зависит от их начальной температуры.

Охлаждение рыбы. Действие микроорганизмов при охлаждении рыбы полностью не приостанавливается, а лишь ослабляется, поэтому срок хранения охлажденной рыбы строго ограничен. При выборе способа охлаждения рыбы учитывают химический состав, анатомическое и гистологическое строение, размеры и геометрическую форму, механическую прочность. Процесс охлаждения необходимо осуществлять таким образом, чтобы время между выловом рыбы и началом охлаждения было минимальным, а скорость охлаждения – максимальной, так как качество рыбы сохраняется лучше, если охлаждение произведено до наступления окоченения.

Рыбу охлаждают водой, льдом, в воздушной среде, рассолом с концентрацией поваренной соли до 4 % (по массе) и вакууме.

Воздушное охлаждение рыбы применяется редко из-за длительного процесса охлаждения, ухудшения ее внешнего вида и увеличения усушки. Его используют для тех видов рыбной продукции, для которых нежелательно соприкосновение с водой или льдом (копченая рыба, некоторые виды рыбных полуфабрикатов и продукты кулинарии).

Водой охлаждают неразделанную рыбу в основном на судах промыслового флота перед направлением ее на дальнейшую переработку или на кратковременное хранение в охлажденном виде перед переработкой.

Охлаждение рыбы льдом применяют на судах промыслового флота и на рыбоперерабатывающих предприятиях. Наиболее распространено охлаждение с помощью послойной укладки мелкодробленого льда и рыбы. Обычно применяют мелкоизмельченный

или чешуйчатый лед. На дно тары укладывают слой мелкодробленого льда, затем слой рыбы и таким образом заполняют тару до конца. Расход льда на охлаждение 1 кг рыбы составляет 0,7...0,9 кг. Толщина слоя рыбы со льдом при охлаждении не должна превышать 0,8...1 м. Скорость охлаждения рыбы зависит от степени дробления льда и его количества, от жирности и размера рыбы, ее начальной и конечной температуры.

Охлаждение рыбы льдом имеет существенные недостатки: поверхность рыбы повреждается от давления острых граней льда; затрудняется поддержание соответствующих санитарных условий.

Более совершенным способом охлаждения считается погружение, а также орошение рыбы охлажденной водой или раствором поваренной соли.

Для охлаждения морской рыбы можно использовать охлажденную морскую воду, которую охлаждают льдом до температуры, близкой к 0 °С, либо посредством испарителей – до минус 2 °С. Продолжительность охлаждения рыбы колеблется от 1 до 3 ч и зависит от ее массы. Рыба массой до 1 кг охлаждается до 0 °С примерно в течение 1 ч, от 1 до 3 кг – 1,5 ч, более 3 кг – 2...3 ч.

Вакуумное охлаждение рыбы применяют на судах с целью последующей переработки в охлажденном виде. Температуру поддерживают на уровне 0 °С. Вакуумное охлаждение рыбы и других продуктов основано на частичном испарении воды с их поверхности в условиях вакуума. При малой толщине и большой удельной поверхности охлаждаемых продуктов в сочетании с обильным содержанием влаги в них вакуумное охлаждение характеризуется значительным сокращением продолжительности процесса и небольшими потерями массы продукта. Охлаждение производится при давлении не ниже 400 Па.

Охлажденную рыбу укладывают в тару и сохраняют в холодильной камере при температуре минус 2 °С до 15 сут.

Охлаждение молока и молочных продуктов. Молоко и молочные продукты, неупакованные в тару, перед их розливом охлаждают в теплообменных аппаратах различной конструкции с применением жидких хладоносителей и хладагентов. При этом конечная температура продуктов равна 4...6 °С. Молочные продукты (сметана, творог, кефир и др.) охлаждают в камерах с воздушным охлаждением. Например, кефир охлаждают и выдерживают при температуре 8 °С, простоквашу – при 0 °С, сливки – при –2...–3 °С, масло сливочное – при минус 12 °С.

Творог и творожные изделия перед их упаковкой также охлаждают до температуры от 8 до 12 °С. Упакованные молочные продукты (молоко и кисломолочные продукты в фасованном виде, упакованные в ящики и картонные коробки) охлаждают в воздушной среде при температуре 0 °С и скорости движения до 0,5 м/с.

Охлаждение плодов и овощей. Продукты растительного происхождения после их сбора перед закладкой на длительное хранение в холодильники подвергают быстрому охлаждению воздухом, водой, снегом, льдом и в вакууме. Камеры с интенсивной циркуляцией воздуха при скорости 3...4 м/с предназначены для интенсивного охлаждения плодов и овощей, затаренных и уложенных в штабеля (расстояние между штабелями 0,03...0,05 м). Температура поступающих на охлаждение плодов и овощей обычно равна 25 °С, после охлаждения –2 °С. Продолжительность охлаждения – 20...24 ч при температуре воздуха 0 °С и относительной влажности 85...95 %.

Чаще всего продукты растительного происхождения охлаждают в воздушной среде. Температурно-влажностный режим охлаждения зависит от вида продуктов. Для большинства

продуктов растительного происхождения температура воздуха находится в пределах $+4...-2$ °С, относительная влажность – $75...95$ %, а скорость движения – не более 2 м/с.

Охлаждение снегом и льдом – традиционный способ охлаждения малостойких овощей (лук зеленый, редис, петрушка листовая, сельдерей, салат, шпинат, огурцы). Зеленые листовые овощи целесообразно укладывать непосредственно на снег, насыпанный на дно ящика, и засыпать им сверху. Его количество должно составлять примерно 40 % массы овощей. В результате снегования хорошо сохраняется свежий вид овощей и уменьшается их естественная убыль за счет снижения интенсивности дыхания и испарения воды.

Охлаждение водой с температурой не более 4 °С применяют на линиях обработки шпината, горошка, фасоли, а также бланшированных моркови, капусты и других продуктов перед их замораживанием. Для быстрого охлаждения и одновременной мойки груш, абрикосов, вишни, початков кукурузы, шпината, моркови и других плодов и овощей их погружают в ледяную воду на 10...30 мин или орошают ею.

Вакуумное охлаждение продуктов растительного происхождения, основанное на частичном испарении влаги из плодов и овощей в вакууме, что вызывает быстрое снижение их температуры, признано наиболее пригодным для охлаждения грибов, ягод и других продуктов (зелени, салата, шпината и др.), имеющих большую удельную поверхность. При вакуумном охлаждении этих овощей от 23 до 1 °С испаряется 2,0...3,2 % воды. В то же время при охлаждении овощей в обычной камере в течение 5 ч потери в весе достигают 2,5...3,5 %. Продолжительность вакуумного охлаждения уменьшается в десятки раз по сравнению с воздушным охлаждением. Однако потери влаги продуктами примерно в два раза превышают потери влаги при обычном воздушном охлаждении, и вакуумное оборудование для охлаждения

достаточно сложное и дорогое.

ЗАМОРАЖИВАНИЕ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

Теоретические основы процесса замораживания. *Замораживание* пищевых продуктов – это процесс полного или частичного превращения в лед содержащейся в них влаги вследствие отвода теплоты при понижении температуры ниже криоскопической.

При замораживании сохраняются полезных свойств и качества пищевых продуктов, сводятся к минимуму физические, биохимические и микробиологические изменения, протекающие в продукте, за счет снижения температуры продукта и превращению большей части воды в лед. При этом замедляется рост и жизнедеятельность многих микроорганизмов.

Химические реакции также замедляются при снижении температуры, однако они продолжают протекать даже при низких температурах хранения.

Замораживание применяют, если необходимо сохранить продукты в течение более длительного времени, чем это возможно для охлажденных продуктов, а также для подготовки их к длительному хранению. При льдообразовании диффузное перемещение растворимых в воде веществ прекращается, следовательно, прекращается питание микроорганизмов и протекание биохимических реакций.

Совокупность двух совместно протекающих явлений – льдообразования и понижения температуры – в основном определяет физическую картину замораживания пищевых продуктов.

Животные и растительные ткани содержат сок или тканевую жидкость, которые являются раствором солей, белков и углеводов и представляют собой коллоидную систему. Характер

замерзания коллоидных растворов отличается от замерзания молекулярных солевых растворов.

Замерзание растворов начинается при более низких температурах, чем замерзание чистой воды. При замерзании любого разбавленного раствора сначала выделяется в твердом виде чистый растворитель. Температуру, при которой начинается выделение твердой фазы из раствора, называют точкой его замерзания. Для большинства пищевых продуктов точка замерзания близка к минус 1 °С. Она зависит от концентрации раствора, степени диссоциации растворенных веществ, свойств растворителя. Чем больше в тканевых соках пищевых продуктов растворенных веществ, тем ниже точка их замерзания. Все сладкие или кислые плоды, т. е. содержащие относительно много сахаров или кислот, имеют более низкие точки замерзания. Например, точка замерзания некоторых сортов винограда с повышенным содержанием сахара и солей железа достигает минус 5 °С. Низкую температуру замерзания имеют также соленые, засахаренные, маринованные продукты.

При понижении температуры продукта до криоскопической точки тканевого сока, зависящей от концентрации солей в нем, раствор начинает замерзать.

Растворы замерзают при изменяющейся температуре. В начале процесса, когда они доведены до точки замерзания, вымораживается только часть растворителя. При замерзании пищевых продуктов, тканевые соки которых являются водными растворами различных органических и минеральных веществ, сначала превращается в лед только некоторая часть воды. На эту часть в растворе остается меньше воды, а количество растворенных веществ прежнее, следовательно, концентрация его увеличивается. Для дальнейшего замораживания температуру понижают и процесс повторяется. По мере вымерзания воды температура замерзания оставшегося раствора непрерывно понижается вследствие увеличения в нем

концентрации солей. Однако это происходит до тех пор, пока концентрация раствора не достигнет некоторой определенной для данного вещества величины, при которой он весь застывает в сплошную твердую массу. Такая масса называется *эвтектикой*. Температура, при которой происходит ее образование, называется *эвтектической температурой*, а соответствующая концентрация раствора – *эвтектической концентрацией*.

Эвтектическая температура пищевых продуктов находится в пределах $-60...-65$ °C и соответствует температуре, при которой вся жидкость, входящая в их состав, превращается в твердое состояние.

Для определения интенсивности процессов, происходящих в пищевых продуктах, Бертелот предложил уравнение

$$\ln Y_t = \ln Y_o + at, \quad (16.21)$$

где Y_t – скорость физико-химических изменений в замороженных продуктах при температуре t , °C; Y_o – скорость физико-химических изменений в замороженных продуктах при 0 °C; a – коэффициент, определяющий интенсивность изменений функций ($a = 0,0376$ – для ряда продуктов); t – температура продукта.

Установлено, что скорость физико-химических изменений в замороженных продуктах во многом зависит от температуры, что является существенным допущением. При замораживании скорость процессов уменьшается не только из-за снижения температуры тела, но и в результате превращения воды в лед. При этом движение частиц замедляется, и снижается их реакционная способность. Скорость физико-химических изменений в замороженных продуктах зависит от увеличения концентрации веществ, содержащихся в незамороженной фазе тканевых соков.

Денатурация белковых веществ возрастает с увеличением концентрации солей в незамороженной фазе и одновременно замедляется со снижением температуры. Это обусловлено влиянием температуры на скорость протекания реакции. Неблагоприятные изменения качества продукта вследствие физико-химических процессов наблюдаются в пределах температур между криоскопической и температурой $-5...-10$ °С. Как отмечают Я. Постольски и З.Груда, целесообразно быстрое преодоление этого критического температурного предела как при замораживании, так и при размораживании продуктов. Наряду с этим стойкость продуктов при хранении зависит не только от температуры, но и от других факторов, в частности, от упаковки, относительной влажности воздуха и его состава. Фазовое превращение воды с характерным для нее ростом объема, а также воздействие концентрированных клеточных растворов нарушают коллоидную структуру продуктов. Глубина и характер этих в основном необратимых изменений зависят от вида продукта и техники осуществления процесса.

Вода является основным компонентом пищевых продуктов. Содержание воды в них колеблется в широких пределах: в растительных продуктах – от 80 % для груш до 95 % для помидоров и огурцов; в различных видах мяса – от 50 % для жирной свинины до 75 % для телятины; в мясе птицы – от 53 % для мяса гусей до 75 % для мяса цыплят; в рыбе – от 55 % для мяса миноги до 80 % и более для мяса трески. Вода является растворителем, обуславливающим течение диффузионных процессов, а также химических и биохимических реакций. Изменение фазового состояния воды является главным фактором, обуславливающим торможение этих процессов. Обнаружено, что вода в жидком состоянии также образует некоторую псевдокристаллическую структуру, в которой конгломераты упорядоченных частиц

взвешены в аморфной среде. В связи с этим процесс замораживания заключается в образовании кристаллической структуры из частично упорядоченных групп частиц. Этим объясняется сравнительно высокая скорость роста кристаллов воды, которая, например при минус 7 °С, составляет 50 мм/с.

По мере снижения температуры частицы воды сближаются, силы их взаимного притяжения увеличиваются, снижается интенсивность броуновского движения. При уменьшении энергии движения частиц до уровня ниже энергии постоянной ориентации частиц образуется структура кристаллов. В пищевых продуктах вода содержится в виде растворов. Кроме этого, часть воды постоянно связана в структуре белков и полисахаридов. Эти факторы определяют физические свойства воды и процесс ее вымерзания. Содержание в воде веществ, образующих с ней истинный раствор, обуславливает изменения ее характерных свойств: снижение криоскопической температуры, повышение температуры кипения и снижение давления водяного пара над раствором. Понижение криоскопической температуры раствора по сравнению с температурой чистого растворителя Δt (при 0 °С) выражают уравнением Рауля

$$\Delta t_{кр} = -\varepsilon_{кр} n, \quad (16.22)$$

где $\varepsilon_{кр}$ – криоскопическая постоянная, характерная для данного растворителя, кг·°С/моль (для воды $\varepsilon_{кр} = 1,86$ кг·°С/моль); n – молярная концентрация раствора, моль растворенного вещества на единицу массы растворителя.

Характерно, что криоскопическая температура зависит исключительно от свойств растворителя; на нее не влияет вид растворенных веществ. На криоскопическую температуру раствора не влияет содержание веществ с коллоидной степенью дисперсности, а также

высокомолекулярных веществ, например крахмала. В результате снижения кинетической энергии частиц растворы обладают более низкой способностью к физическим и химическим реакциям. Частицы растворенных веществ влияют на движение частиц воды, замедляя его и снижая скорость диффузионных процессов. Под влиянием этих факторов снижается скорость кристаллизации растворов, например скорость образования кристаллов в белке яиц на 10...20 %, а в тканях мяса на 20...30 % ниже, чем в воде.

Динамика изменений соотношения между количеством вымороженной воды и ее полным содержанием в продукте во время замораживания является главным фактором, определяющим интенсивность процесса замораживания. Воду, превращенную в пищевых продуктах в лед, называют вымороженной. О количестве ее судят по величине ω , представляющей собой отношение влаги, превращенной в лед $G_{\text{л}}$, ко всему ее количеству (в жидком и твердом состояниях), содержащемуся при данной температуре, т. е.

$$\omega = \frac{G_{\text{л}}}{G_{\text{л}} + G_{\omega}}, \quad (16.23)$$

где $G_{\text{л}}$ – масса влаги, превращенной в лед, кг; G_{ω} – масса незамороженной влаги, содержащаяся в пищевом продукте, кг.

Массовая доля вымороженной воды является только функцией температуры и свойств продукта и не зависит от способа, скорости и условий замораживания.

Процесс замораживания пищевых продуктов представлен

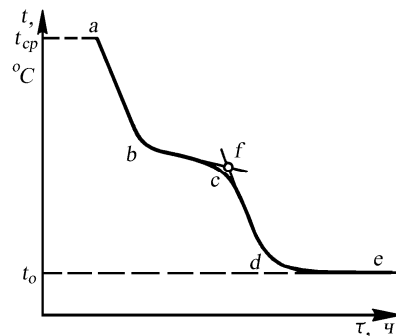


Рис. 16.6. Кривая замораживания продуктов (по Груде и Постольскому): $a-b$ – охлаждение тела от температуры t_0 до температуры $t_{кр}$; $b-c$ – собственно замораживание; $c-d$ и $d-e$ – дальнейшее снижение температуры после замораживания; f – точка замораживания

кривой замораживания, которая изменяется в зависимости от применяемого метода замораживания, размера, формы, химического состава и физических свойств продукта, вида упаковочного материала и т. п. (рис. 16.6). На кривой замораживания выделены три основных участка, соответствующих определенным стадиям процесса замораживания.

На первом участке $a-b$ происходит охлаждение центральной части продукта от начальной температуры t_o до криоскопической температуры $t_{кр}$. Этот участок представляет собой наклонную кривую, которая тем круче, чем быстрее отводится теплота от продукта.

На втором участке $b-c$ происходит замораживание. Понижение температуры продукта замедляется, и кривая замораживания переходит в пологую, а иногда и в горизонтальную линию. Теоретически эта часть кривой должна быть горизонтальной. В действительности по мере вымораживания воды растет концентрация клеточного сока, а криоскопическая температура непрерывно уменьшается. В результате этого кривая несколько отклоняется от горизонтальной. В этот период температура охладившегося, но еще не замерзшего центрального слоя продукта соответствует криоскопической.

В том месте, где кривая становится крутой (точка c), начинается новая стадия – домораживание продукта (участок $c-d$). На этой стадии снижается температура замороженного продукта до предусмотренного технологией значения. Разделение второго участка на две стадии $b-c$ и $c-d$ условное. Нахождение точки c , определяющей конец процесса замораживания, является трудным. На основе гипотезы Рютова предполагается, что эта точка определяется температурой минус 4 °С и для большинства замороженных пищевых продуктов соответствует замораживанию около 73 % общего количества воды. В пределах участка $c-d$ происходят одновременно обе стадии процесса – собственно замораживание и домораживание.

Влияние различных факторов на процесс замораживания. Форма тела очень сильно влияет на продолжительность замораживания. Тела в форме цилиндра и шара диаметром d замораживаются соответственно в 2...3 раза быстрее, чем тело в форме пластины толщиной $l = d$.

Увеличение толщины пластины, диаметра цилиндра или шара вызывает увеличение продолжительности замораживания. Из анализа уравнений (16.50), (16.51) и (16.52) следует, что при более высоких значениях α продолжительность замораживания увеличивается пропорционально l^2 или же d^2 . Эту зависимость иллюстрирует рис. 16.7.

Перепад температур. Продолжительность замораживания, как вытекает из уравнений (16.50), (16.51), (16.52) и (16.69), обратно пропорциональна разнице температур

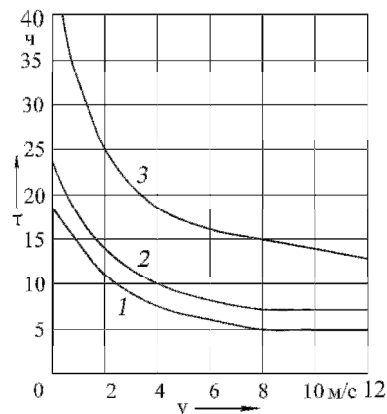


Рис. 16.9. Влияние температуры и скорости потока воздуха на продолжительность замораживания мяса в блоках (открытая картонная упаковка, толщина блока 120 мм) (по Лоренцену и Роевику): 1 – -56 °C; 2 – -35 °C; 3 – -20 °C

замораживаемого продукта и охлаждающей среды. Этот фактор играет большую роль в морозилках с принудительной циркуляцией воздуха, где коэффициенты теплопередачи обычно небольшие и продолжительность замораживания можно сократить, главным образом, путем снижения температуры воздуха.

Скорость замораживания. Скорость замораживания не является величиной постоянной, а меняется в зависимости от расстояния от наружной поверхности охлаждаемого тела до границы ледовой структуры. Эта зависимость определяет реальную линейную скорость перемещения фронта ледовой структуры в данном сечении тела. Представляет интерес формирование этой величины в зависимости от условий протекания процесса и формы тела (рис. 16.10)

Средняя скорость замораживания. Местную линейную скорость замораживания в данном участке тела определяют только для специфических целей. В практике замораживания оперируют обычно понятием так называемой средней линейной скорости замораживания $\bar{w} = \delta / \tau_z$, где δ – размер продукта (расстояние от так называемого термического центра продукта до охлаждаемой поверхности), см; τ_z – продолжительность замораживания, ч.

Термический центр продукта – это точка с минимальной скоростью замораживания, т. е. точка, замерзающая в последнюю очередь. Для однородных тел она совпадает с геометрическим центром, и тогда в расчетных формулах вместо δ для шара и цилиндра с бесконечной длиной ставят радиус r_e , а для бесконечной пластины – половину ее толщины $l_e/2$.

Эффективная продолжительность замораживания τ_e – это время необходимое для снижения температуры продукта определенной формы от средней начальной температуры t_0 до требуемой по технологии температуры t_e в термическом центре продукта.

Средняя конечная температура замораживания. В конце процесса замораживания продукт имеет неравномерную температуру. Наиболее низкая температура на поверхности продукта, и по мере приближения к термическому центру данного продукта она постепенно повышается. Для технологической практики важное значение имеет средняя конечная температура замораживания продукта. Это температура, которую можно достигнуть в данном продукте, если его помещать из морозилок непосредственно в адиабатические условия.

Технология замораживания пищевых продуктов. Во время замораживания в пищевых продуктах продолжают протекать биологические процессы. При этом одновременно происходит разрушение структуры ткани и затормаживание биологических процессов.

Криоскопическая температура пищевых продуктов зависит от концентрации клеточного

сока. Эта температура не является постоянной величиной. Значительные различия между температурами замораживания являются следствием различного химического состава ткани, зависящего от условий роста, кормления, облучения солнечными лучами и т. п.

Изменения в биологических тканях при замораживании вызывают изменения свойств клеточных стенок, которые теряют свойства полупроницаемости. После размораживания ткань повреждена кристалликами льда, она теряет упругость, наблюдается вытекание сока.

Способы замораживания пищевых продуктов классифицируются на три группы: замораживание в кипящем холодильном агенте (контактное или бесконтактное); в жидкостях как промежуточных теплоносителях (контактное и бесконтактное); в воздухе как промежуточном теплоносителе (контактное и бесконтактное). Применяют также промежуточные и смешанные способы замораживания: замораживание погружением в жидкость или орошением жидкостью; в парах кипящего азота или в кипящем азоте; на холодильной металлической поверхности с одновременным обдуванием воздухом.

Замораживание мяса и мясных продуктов. Мясо в тушах, полутушах, четвертинах замораживают в воздухе, орошением или пульверизацией жидкостей (контактно и бесконтактно).

Усушку и продолжительность замораживания стремятся сократить, создавая режим повышенной скорости до 3...5 м/с и пониженной температуры воздуха $-30...-35$ °С в морозильных камерах.

Метод замораживания мяса, при котором туши и полутуши вначале охлаждают от 37...38 до 4 °С в камерах охлаждения, а затем замораживают в морозильных камерах до температуры внутри продукта не выше минус 6 °С, условно называют двухфазным, а метод, при котором

туши и полутуши в парном состоянии поступают непосредственно на замораживание — однофазным. Экономичность однофазного интенсифицированного метода холодильной обработки мяса значительно выше, чем двухфазного.

Мясо в тушах и полутушах крупного рогатого скота и свиней замораживают до температур до $-35\ldots-45$ °С при длительности замораживания не более 18...22 ч.

Для ускоренного замораживания мяса применяют туннельные камеры и скороморозильные аппараты различных конструкций. Мясные туши и полутуши замораживают в подвешенном состоянии в туннельных морозильных камерах. Отрубы, мелкие куски, полуфабрикаты, а также субпродукты замораживают в скороморозильных плиточных аппаратах.

Разруб быстрозамороженного мяса имеет менее красную окраску, чем разруб. При замораживании могут разрушаться белковые молекулы, что подтверждается дезагрегацией белковых частиц и увеличением поверхностного натяжения и электропроводности тканевой жидкости. Такое явление называется креолизом. Следовательно, замораживание сопровождается изменением свойств мяса, которые не могут быть полностью восстановлены последующим размораживанием.

Замораживание птицы. Птица, предназначенная для длительного хранения, подвергается замораживанию немедленно после убоя до температуры -6 °С и ниже. На замораживание поступает, как правило, предварительно охлажденная и упакованная в ящики птица. Замораживают ее в воздушной среде с температурой воздуха $-23\ldots-35$ °С и скоростью его движения 1,0...1,5 м/с. Ящики в морозильной камере устанавливают в шахматном порядке, предварительно снимая с них крышки для лучшего омыwania тушек битой птицы холодным

воздухом. Продолжительность процесса составляет 12...24 ч и зависит от начальной и конечной температур, вида, веса и упитанности птицы.

В процессе замораживания снижается обсемененность, причем количество микроорганизмов на поверхности тушек, замороженных методом однофазной обработки, всегда во много раз меньше, чем на поверхности тушек, замороженных методом двухфазной обработки.

Поштучная упаковка тушек птицы в полимерных пленках под вакуумом и замораживание их в жидкости, в частности, в растворе полипропилена, сокращают продолжительность замораживания в среднем на 50 %, а убыль в весе примерно на 80...90 %.

При замораживании происходит испарение влаги, что приводит к потерям массы, которые составляют 0,5...0,8 %. Для их уменьшения тушки птицы упаковывают под вакуумом в пленочные материалы, дающие усадку при нагревании, и обеспечивающие полную герметизацию за счет плотного прилегания пленки к тушке птицы.

Скорость биохимических процессов после убоя птицы значительно выше, поэтому ее лучше замораживать быстро без предварительного охлаждения. Изменения в тканях птицы в связи с образованием кристаллов льда аналогичны соответствующим изменениям, происходящим в мясе убойных животных.

Замораживание яичных продуктов. К мороженым яичным продуктам относят меланж (смесь белков и желтков), а также отдельно замороженные белок и желток. Яичные продукты замораживают в жестяной таре в скороморозильных камерах.

Замораживание не вызывает в белке яиц существенных изменений, но после оттаивания он становится более жидким. В процессе замораживания белка происходит его желатинизация:

он превращается в густую, губчатую, вязкую массу. Чтобы уменьшить степень желатинизации желтка и повысить его эмульгирующие свойства, добавляют соль, сахар, хлористый или лимоннокислый натрий. Меланж предварительно перемешивают до получения гомогенной яичной массы, затем быстро замораживают в скороморозильном аппарате до температуры $-5...-6$ °С в центре банки. Меланж хранится не более трех месяцев. Для длительного хранения меланж замораживают при температуре $-35...-45$ °С до -18 °С и хранят при температуре не выше -18 °С, т. к. не исключены развитие микроорганизмов и окислительно-гидролитические изменения жира желтка.

Замораживание рыбы и рыбопродуктов. Рыбу перед замораживанием предварительно сортируют по размерам и породам. Процесс замораживания необходимо производить с большой скоростью при высоком коэффициенте теплоотдачи по всей поверхности продукта.

Способы замораживания рыбы классифицируют по характеру теплообмена на три группы: способ кондуктивного теплообмена, конвективного теплообмена, смешанного теплообмена.

Каждому способу замораживания соответствует определенная охлаждающая среда. Рыбу и рыбопродукты замораживают с помощью льдосоляной смеси, воздуха холодильной камеры, рассола (контактно и бесконтактно), твердой среды (контактно) и кипящего холодильного агента.

Воздушное замораживание рыбы и рыбных продуктов производят в раскладку, на стеллажах и в подвешенном состоянии. Процесс воздушного замораживания осуществляют при температурах $-25...-45$ °С и скорости движения воздуха $-1...10$ м/с в зависимости от пищевой ценности, жирности и размеров рыбы и рыбопродуктов. Процесс замораживания считается законченным, когда температура тела рыбы достигает $-12...-20$ °С.

Мелкую рыбу часто замораживают в блоках массой 3...5 кг, укладывая в металлические формы, плотно закрывают крышками, помещают на стеллажи в 1...2 ряда и направляют в морозильную камеру. По окончании процесса замораживания рыбу выгружают из камеры, упаковывают в тару и направляют в камеру хранения.

Замораживание в жидкой среде может быть контактным (погружением и орошением) и бесконтактным. Среди применяемых типов контактных морозильных устройств чаще встречаются погружные. Контактное замораживание допустимо только для рыбы с плотной кожей, со значительным количеством подкожного жира или для рыбы, идущей на производство консервов. Недостатками контактного способа замораживания является частичное просаливание рыбы, быстрое загрязнение рассола и трудоемкость процесса.

Разновидностью контактного замораживания орошением является замораживание в холодном мелкораспыленном рассоле. Распыление производят специальными форсунками-распылителями, установленными в камере. Холодный рассол ($-16...-18\text{ }^{\circ}\text{C}$) под давлением подают через фильтры к распылителям. Распыление рассола до состояния мельчайших взвешенных частиц и равномерное орошение поверхности продукта улучшают условия теплообмена и ускоряют процесс замораживания. Скорость замораживания продукта распыленным рассолом приближается к скорости погружного способа, при этом просаливание рыбы заметно уменьшается.

При бесконтактном рассольном замораживании рыбу и рыбопродукты укладывают в противни специальных конструкций, закрывают крышкой, комплектуют в рамы по 12...20 шт. и погружают в рассольный бак. Температура рассола в баке поддерживается в пределах $-35...-45\text{ }^{\circ}\text{C}$. При температуре рассола в среднем минус $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ рыба в противнях вместимостью

15...16 кг замораживается в течение 30 мин. При таком способе замораживания устраняется просачивание, сохраняется форма рыбы.

Подмораживание пищевых продуктов. Подмораживание – это способ холодильной обработки пищевых продуктов, сопровождаемый частичным льдообразованием при температуре $-2...-3$ °С. Он позволяет достигнуть увеличения продолжительности хранения и сохранения структуры продуктов.

Теорию и практику холодильного консервирования пищевых продуктов при близкриоскопических температурах разработал проф. Н.А. Головкин.

Для подмораживания продуктов используют два способа.

При первом способе продукт (рыбу и зимние сорта плодов и овощей) помещают в камеру с температурой до минус 3 °С. Температура продукта постепенно и медленно понижается, приближаясь к температуре воздуха.

При втором способе продукт (мясо и рыбу) помещают в морозилку, где замораживается периферийный слой ограниченной толщины, после чего его помещают в камеру с температурой $-2...-3$ °С.

Установлено, что при подмораживании мяса, рыбы и некоторых плодов и овощей происходят те же внутренние изменения, что и в охлажденных, но они совершаются значительно медленнее и потому длительность хранения в подмороженном состоянии больше, чем в охлажденном. Усушка при этом меньше, а качество продуктов существенно не отличается от охлажденных.

ОСНОВНЫЕ ТИПЫ МОРОЗИЛЬНЫХ АППАРАТОВ

Классификация морозильных аппаратов. Для замораживания пищевых продуктов применяют следующие виды морозильных аппаратов:

- аппараты с принудительной циркуляцией воздуха: туннельные и специальные аппараты;
- контактные морозильные аппараты, в которых продукт замораживается между полыми металлическими плитами, охлаждаемыми кипящим в них холодильным агентом или циркулирующим холодным рассолом;
- флюидизационные и флюидизационно-ленточные морозильные аппараты, в которых продукт замораживается в охлаждающей жидкости;
- иммерсионные холодильные аппараты, в которых продукт, предварительно упакованный в полимерную пленку, замораживается в псевдоожиженном слое, создаваемом потоком охлаждающей жидкости;
- морозильные аппараты для замораживания полужидких продуктов; морозильные аппараты для замораживания в жидком азоте или фреоне.

ЛЕКЦИЯ 18.

МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

ПЛАН.

1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

.2. ОСНОВНОЕ УРАВНЕНИЕ МАССОПЕРЕДАЧИ.

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

3. ДВИЖУЩАЯ СИЛА ПРОЦЕССА МАССОПЕРЕДАЧИ

4. ДВИЖУЩАЯ СИЛА ПРОЦЕССА МАССОПЕРЕДАЧИ

5.. МОДИФИЦИРОВАННЫЕ УРАВНЕНИЯ МАССОПЕРЕДАЧИ

ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Технологические процессы, скорость протекания которых определяется скоростью

переноса вещества (массы) из одной фазы в другую, называют массообменными, а аппараты для проведения этих процессов – массообменными аппаратами.

В пищевой технологии применяют в основном следующие процессы массопередачи: между газовой (паровой) и жидкой, газовой и твердой, а также между двумя жидкими фазами.

Ректификация – разделение жидкой смеси, состоящей из компонентов различной летучести, на чистые или обогащенные составляющие в результате противоточного взаимодействия потоков пара и жидкости. Ректификация применяется при получении этилового спирта и разделении эфирных масел. При перегонке и ректификации одни вещества переходят из жидкости в пар, другие – из пара в жидкость.

Абсорбция – избирательное поглощение газов или паров жидкими поглотителями – абсорбентами.

Абсорбция используется на многих производствах, где из смеси газов необходимо извлечь какой-либо компонент. При этом процессе вещества из газа или пара переходят в жидкость.

Адсорбция – избирательное поглощение газов, паров или растворенных в жидкостях веществ поверхностью твердого поглотителя – адсорбента.

Процесс применяется для осветления вина, очистки водноспиртовых растворов от красящих веществ и других примесей, для обесцвечивания соков и сиропов в сахарном производстве.

Обратный процесс – **десорбция** – проводится после адсорбции и часто используется для регенерации поглощенного вещества из поглотителя.

Разновидностью адсорбции является **ионный обмен** – процесс разделения, основанный на способности некоторых твердых веществ (ионитов) обменивать свои подвижные ионы на ионы

растворов электролитов. Этот процесс применяют при получении ряда пищевых продуктов, например, питьевой деминерализованной воды.

Сушка – удаление влаги из влажных материалов путем ее испарения. Этот процесс применяется во всех отраслях пищевой промышленности, где влажные природные вещества до их переработки должны быть обезвожены или должен быть обезвожен готовый продукт. При проведении процесса сушки влага переходит в пар или газ.

Экстракция из твердого тела – извлечение из сложного твердого вещества одного или нескольких компонентов при помощи жидкого растворителя. В качестве растворителя используется такая жидкость, в которой хорошо растворяется извлекаемый компонент и плохо – другие составные части. Экстракция веществ из твердого тела применяется для извлечения сахара из свеклы водой; винной кислоты и сахара из виноградных выжимок водой; растительных и эфирных масел из масличных семян органическими растворителями.

Жидкостная экстракция – извлечение из сложного по составу жидкого вещества другой жидкостью одного или нескольких компонентов. Процесс жидкостной экстракции проводится также при помощи избирательной растворимости и применяется в том случае, когда из раствора нужно извлечь растворенное вещество. Методом жидкостной экстракции из сивушной жидкости водой экстрагируется этиловый спирт; выделяют молочную кислоту и антибиотики из ферментационных растворов.

Таким образом, в процессе экстракции вещество переходит из жидкого или твердого тела в другую жидкость.

Кристаллизация – процесс выделения твердой фазы в виде кристаллов из растворов или расплавов.

Процесс применяется при производстве сахара и кристаллической глюкозы, лимонной кислоты, глюканата натрия. В процессе кристаллизации наблюдается перемещение вещества к поверхности кристалла и его переход из жидкого состояния в кристаллическое. Обратный процесс – переход твердой кристаллической фазы в раствор называется растворением.

Таким образом, для всех перечисленных процессов общим является переход вещества из одной фазы в другую. Такой переход вещества связан с явлениями конвективного переноса и молекулярной диффузии, поэтому процессы получили название диффузионных или массообменных.

Переход вещества (или нескольких веществ) из одной фазы в другую через их границу в направлении достижения равновесия называют **массообменном, или массопередачей**.

Переход вещества из фазы к границе раздела фаз или в обратном направлении, т. е. в пределах одной фазы, называется **массоотдачей**.

Линии равновесия используют для графических расчетов массообменных аппаратов, по их положению относительно рабочих линий, т. е. неравновесных концентраций фаз в соответствующих точках, определяют направление и движущую силу массопередачи в любой точке аппарата.

Способы выражения состава фаз в процессе массопередачи. Направление перехода вещества из фазы в фазу определяется концентрациями распределяемого вещества в фазах и условиями равновесия. Обычно количественный состав фаз выражают:

в объемных концентрациях, принимая за единицу массы 1 кг или за единицу количества вещества 1 моль; объемная концентрация представляет собой число килограммов (или киломолей) данного компонента, приходящееся на единицу объема фазы (в кг/м^3 или

кмоль/м³);

в массовых или мольных долях, представляющих собой отношение массы (или количества) данного компонента к массе (или количеству) всей фазы;

в относительных концентрациях, т. е. в виде отношения массы (или количества) данного компонента, являющегося распределяемым веществом, к массе (или количеству) компонента-носителя, количество которого остается постоянным в процессе массопередачи.

Пересчет составов из одних единиц измерения в другие приводится ниже.

Массовые или мольные доли. Пусть имеется смесь, состоящая из компонентов $A, B, \dots, K, \dots, N$, массовые доли (или массовые проценты) которых в смеси $\bar{x}_A, \bar{x}_B, \dots, \bar{x}_K, \dots, \bar{x}_N$ и мольные массы (кг/кмоль) равны $M_A, M_B, \dots, M_K, \dots, M_N$.

Парциальные давления. Состав газовых смесей иногда выражают через парциальные давления компонентов, пропорциональные концентрациям последних и не зависящие от температуры газа.

. ОСНОВНОЕ УРАВНЕНИЕ МАССОПЕРЕДАЧИ. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Основное уравнение массопередачи формулируют следующим образом: скорость процесса равна движущей силе, деленной на диффузионное сопротивление, т. е.

$$\frac{dM}{dF d\tau} = \frac{\Delta}{R}, \quad (18.14)$$

где dM – количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую; dF – площадь

поверхности фазового контакта; $d\tau$ – время; Δ – движущая сила массообменного процесса ($\Delta\bar{X}$ или $\Delta\bar{Y}$); R – диффузионное сопротивление.

Если вместо R взять обратную величину K – коэффициент массопередачи, уравнение примет вид

$$\frac{dM}{dFd\tau} = K\Delta. \quad (18.15)$$

Если dM отнести к единице времени, то

$$dM = K\Delta dF. \quad (18.16)$$

Таблица

Способы выражения концентраций

Выражение концентрации	Мольная доля x , кмоль/кмоль смеси	Массовая доля $\bar{x}$, кг/кг смеси	Относительная мольная доля X , кмоль/кмоль инертного вещества фазы	Относительная массовая доля $\bar{X}$, кг/кг инертного вещества фазы	Мольная концентрация C , кмоль/м ³	Массовая концентрация $\bar{C}$, кг/м ³
Мольная доля x , кмоль/кмоль смеси	—	$\frac{\bar{x}/M}{\frac{\bar{x}}{M} + \frac{1-\bar{x}}{M_0}}$	$\frac{X}{1+X}$	$\frac{\bar{X}/M}{\frac{\bar{X}}{M} + \frac{1}{M_0}}$	$\frac{CM_0}{\rho + C(M_0 - M)}$	$\frac{\bar{C}/M}{\frac{\bar{C}}{M} + \frac{\rho - \bar{C}}{M_0}}$

Массовая доля $\bar{x}$, кг/кг смеси	$\frac{Mx}{Mx + M_0(1-x)}$	—	$\frac{MX}{M_0 + MX}$	$\frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}}$	$\frac{MC}{\rho}$	$\frac{\bar{C}}{\rho}$
Относительн ая мольная доля X , кмоль/кмоль инертного вещества фазы	$\frac{x}{1-x}$	$\frac{M_0\bar{x}}{M(1-x)}$	—	$\frac{M_0\bar{X}}{M}$	$\frac{CM_0}{\rho - MC}$	$\frac{Mx}{Mx + M_0(1-x)}$
Относительн ая массовая доля $\bar{X}$, кг/кг инертного вещества фазы	$\frac{Mx}{Mx + M_0(1-x)}$	$\frac{\bar{x}}{1 - \bar{x}}$	$\frac{MX}{M_0}$	—	$\frac{CM}{\rho - MC}$	$\frac{\bar{C}}{\rho - \bar{C}}$
Мольная концентраци я C , кмоль/ м ³	$\frac{\rho x}{Mx + M_0(1-x)}$	$\frac{\rho\bar{x}}{M}$	$\frac{\rho x}{M_0 + MX}$	$\frac{\rho X}{M(1 + \bar{X})}$	—	$\frac{\bar{C}}{M}$
Массовая концентраци	$\frac{\rho Mx}{Mx - M_0(1-x)}$	$\rho\bar{x}$	$\frac{\rho MX}{M_0 - MX}$	$\frac{\rho\bar{X}}{1 + \bar{X}}$	MC	—

772

я $\bar{C}$, кг/м ³						

ДВИЖУЩАЯ СИЛА ПРОЦЕССА МАССОПЕРЕДАЧИ

Распределяемое вещество всегда переходит из фазы, где его содержание выше равновесного, в фазу, в которой концентрация этого вещества ниже равновесной.

Движущая сила массообменных процессов определяется степенью отклонения от равновесия – разностью между рабочей и равновесной концентрациями или равновесной и рабочей концентрациями в фазе в зависимости от того, какие из них больше.

Движущую силу можно выразить либо через концентрации распределяемого вещества в фазе G , т. е. через $\Delta \bar{Y}$, либо через концентрации его в фазе L , т. е. через $\Delta \bar{X}$.

На рис. 18.4 показаны возможные варианты выражения движущей силы массообменных процессов при различных направлениях перехода распределяемого вещества.

Зависимость между равновесными концентрациями линейная, т. е. $\bar{Y}_p = A_p \bar{X}$ (где A_p – постоянная величина).

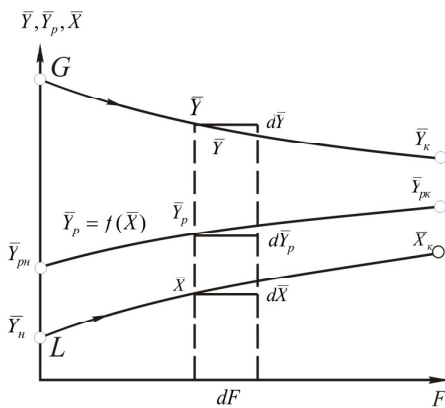


Рис. 18.5. Схема к определению средней движущей силы диффузионных процессов

уменьшается, а $\bar{X}$ увеличивается (рис. 18.5).

Каждой концентрации $\bar{X}$, согласно уравнению $\bar{Y}_p = f(\bar{X})$,

Сначала найдем среднюю движущую силу для случая $\bar{Y}_p = f(\bar{X})$, т. е. линия равновесия кривая.

Рассмотрим изменение концентраций $\bar{X}$ и $\bar{Y}$ вдоль поверхности раздела фаз при их взаимодействии. Для случая $\bar{Y} > \bar{Y}_p$ при взаимодействии параллельных потоков фаз вдоль поверхности раздела $\bar{Y}$

соответствует равновесная концентрация $\bar{Y}_p$. Для элемента поверхности dF движущая сила процесса может быть выражена разностью $\bar{Y} - \bar{Y}_p$.

$$\Delta \bar{X}_{\text{ср}} = \frac{\bar{X}_k - \bar{X}_n}{\int_{\bar{X}_n}^{\bar{X}_k} \frac{d\bar{X}}{\bar{X}_p - \bar{X}}} \quad (18.34)$$

Следовательно, для прямолинейной равновесной зависимости средняя движущая сила процесса определяется как средняя логарифмическая между движущими силами в начале и конце поверхности фазового контакта.

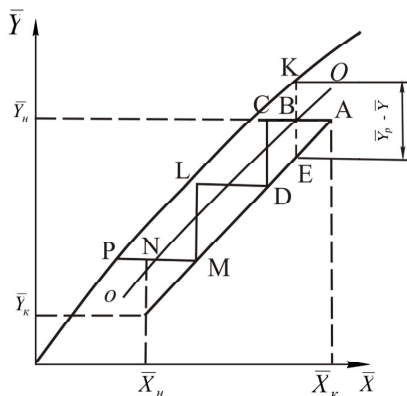


Рис. 18.7. Определение числа единиц переноса упрощенным графическим методом

Число единиц переноса может быть найдено более простым графическим методом, если равновесная линия на всех участках, соответствующих одной единице переноса, является прямой или имеет малую кривизну, а рабочая линия — прямая. В этом случае на диаграмме (рис. 18.7) проводят линию $O-O$, делящую пополам отрезки ординат между рабочей и равновесной линиями. Каждый

такой отрезок представляет собой движущую силу массопередачи в данной точке аппарата, равную $\bar{Y}_p - \bar{Y}$. Затем из точки $A (X_k, Y_n)$ рабочей линии проводят горизонталь $\overline{AC}$, так что $\overline{AB} = \overline{BC}$ или $\overline{AC} = 2\overline{AB}$. Из точки C проводят вертикаль $\overline{CD}$ до пересечения с рабочей линией.

Таким образом, изменение рабочей концентрации (отрезок $\overline{CD}$) на данном участке аппарата равно средней движущей силе на том же участке (отрезку $\overline{KE}$) и, следовательно, «ступенька» изображает одну единицу переноса.

Строя аналогично «ступеньки» до пересечения с

ординатой, отвечающей X_n , находят число единиц переноса.

Последняя ступенька может быть неполной, и, значит, число единиц переноса – не целым. В этом случае величину доли полной «ступеньки», которую составляет последняя ступенька, определяют по отношению отрезков MN и MP . Если рабочая линия расположена выше линии равновесия, то построение «ступенек» начинают с противоположного (нижнего) конца рабочей линии.

. МОДИФИЦИРОВАННЫЕ УРАВНЕНИЯ МАССОПЕРЕДАЧИ

При расчете массообменных аппаратов определяют площадь поверхности фазового контакта F . В некоторых массообменных аппаратах поверхность соприкосновения фаз G и L , или поверхность фазового контакта, легко определяется простым вычислением; в других аппаратах эта поверхность геометрически неопределима. В первом случае для расчета аппаратуры наиболее целесообразно применение основного уравнения массопередачи, во втором – модифицированные формы этого уравнения.

Если поверхность фазового контакта массообменного аппарата геометрически неопределима, основной технической характеристикой его может служить объем, высота и число ступеней фазового контакта.

$$H = h_Y m_Y ; \quad (18.52)$$

$$H = h_X m_X . \quad (18.53)$$

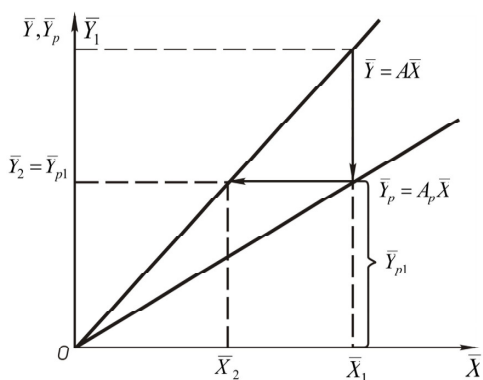


Рис. 18.8. Ступень изменения концентрации

Для определения числа единиц переноса в качестве вспомогательного приема может служить способ определения числа ступеней изменения рабочих концентраций.

Предположим, что в

некотором процессе массопередачи зависимость между равновесными концентрациями распределяемого вещества представляет собой прямую $\bar{Y}_p = A_p \bar{X}$, а зависимость между рабочими концентрациями – прямую $\bar{Y} = A \bar{X}$.

Определим число единиц переноса m_{0Y} для случая, когда рабочая концентрация на «входе» в элемент $\bar{Y}_1$, а рабочая концентрация на «выходе» из элемента аппарата $\bar{Y}_2$ равна равновесной концентрации на «входе» в него $\bar{Y}_{p1}$, т. е. при условии, что на каждом элементе процесс доходит до равновесия, т. е. $\bar{Y}_2 = \bar{Y}_{p1}$ (рис. 18.8).

. ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ МАССОПЕРЕДАЧИ

Законами, которым подчиняется перенос распределяемого вещества из одной фазы в другую, являются закон молекулярной диффузии, массоотдачи и массопроводности.

Закон молекулярной диффузии (первый закон Фика). Молекулярная диффузия в неподвижных газах и растворах жидкостей происходит в результате хаотического движения молекул. В этом случае имеет место перенос молекул распределяемого вещества из областей высоких концентраций в область низких концентраций. Кинетика переноса подчиняется в этом случае первому закону Фика, формулировка которого аналогична закону теплопроводности: количество продиффундировавшего вещества пропорционально градиенту концентраций, площади, перпендикулярной направлению диффузионного потока, и времени:

$$dM = -D \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} dF d\tau, \quad (18.66)$$

где dM – количество продиффундировавшего вещества; D – коэффициент пропорциональности, или коэффициент диффузии; $\partial \bar{C} / \partial x$ – градиент концентрации в направлении диффузии; dF – элементарная площадка, через которую

происходит диффузия; $d\tau$ – продолжительность диффузии.

Коэффициент диффузии показывает, какое количество вещества диффундирует через площадь поверхности 1 м^2 в течение 1 с при разности концентраций на расстоянии 1 м , равной единице.

Знак минус в правой части (18.66) указывает, что при молекулярной диффузии в направлении перемещения вещества концентрация убывает.

Коэффициент массоотдачи показывает, какое количество вещества передается от поверхности раздела фаз в воспринимающую фазу через 1 м^2 поверхности фазового контакта в течение 1 с при разности концентраций, равной единице.

Коэффициент массоотдачи является не физической константой, а кинетической характеристикой, зависящей от физических свойств фазы (плотности, вязкости и др.) и гидродинамических условий в ней (ламинарный или турбулентный режим течения), связанных, в свою очередь, с физическими свойствами фазы, а также с геометрическими факторами, определяемыми конструкцией и размерами массообменного аппарата. Таким образом, величина β является функцией многих переменных, что значительно осложняет расчет или опытное определение коэффициентов массоотдачи. Величинами последних учитывается как молекулярный, так и конвективный перенос вещества в фазе.

По своему смыслу коэффициент массоотдачи является аналогом коэффициента теплоотдачи в процессах переноса тепла, а основное уравнение массоотдачи идентично по структуре основному уравнению теплоотдачи.

В ряде случаев при расчетах конкретных установившихся процессов принимают, что коэффициент массоотдачи сохраняет постоянное значение вдоль поверхности раздела фаз, и для этих условий уравнение (18.74) записывают в следующем виде:

$$M = \beta(\bar{C}_\Gamma - \bar{C}_f)F. \quad (18.75)$$

Дифференциальное уравнение массоотдачи (конвективной диффузии). В основу рассмотрения явления конвективной диффузии положена теория диффузионного пограничного слоя (ДПС). Согласно этой теории (рис. 18.11), распределяемое вещество переносится из ядра потока жидкости к границе раздела фаз непосредственно конвективной и молекулярной диффузией.

Уравнение подобия конвективной диффузии. Выведенное дифференциальное уравнение (18.77) является математическим описанием процесса перемещения вещества в жидкой (газовой, паровой) фазе конвективной диффузией. Для полного математического описания процесса это уравнение должно быть дополнено уравнением, характеризующим условия на границе рассматриваемой фазы. Количество распределяемого вещества, перемещающегося из фазы в фазу у границы, можно определить исходя из основного закона конвективной диффузии.

Критериальное уравнение массоотдачи можно представить

$$Nu_D = f(Re, Gr, Pr_D, Fo_D). \quad (18.86)$$

Применительно к конкретным задачам массообмена общее уравнение подобия (18.86) может быть упрощено. При рассмотрении стационарных процессов массообмена из уравнения подобия выпадает число Fo_D и оно примет вид

$$Nu_D = f(Re, Gr, Pr_D). \quad (18.87)$$

При вынужденном движении потока фазы естественной конвекцией можно пренебречь и поэтому число Gr исключается. В этом случае

$$Nu_D = f(Re, Pr_D) \quad (18.88)$$

или

$$Nu_D = A Re^n Pr^m. \quad (18.89)$$

Конкретные формы функциональной зависимости

приводятся в последующих главах применительно к различным диффузионным процессам.

По найденным из уравнений подобия значениям Nu_D определяют коэффициенты массоотдачи

$$\beta = Nu_D(D/l), \quad (18.90)$$

а по ним – коэффициенты массопередачи.

Аналогия гидродинамических, тепловых и диффузионных процессов. Уравнения переноса количества движения, массы и энергии будут иметь одинаковый вид, если переносные коэффициенты мало отличаются между собой, т. е. при $\nu \cong D \cong a \dots$. В этом случае говорят, что наблюдается аналогия гидродинамических, тепловых и диффузионных полей. Впервые она была замечена Рейнольдсом, поэтому в литературе известна под названием аналогия Рейнольдса. Последняя достаточно хорошо соблюдается, если переносные коэффициенты мало отличаются между собой, что бывает очень редко на практике.

В литературе на основе введения понятия о вихревых силах сопротивления в сплошных средах и использования известного принципа независимого наложения на систему внешних сил предложены обобщающие соотношения, выражающие аналогию между количеством движения, массы и энергии. При проверке предложенных соотношений использован практически весь известный экспериментальный материал, накопленный в мировой практике. На основе этих соотношений предложены методики гидравлических, тепло- и массообменных расчетов одно- и двухфазных сред при движении в условиях внешних воздействий (колебаний, сил инерции, электрических, магнитных и скрещенных электрических и магнитных полей и др.) для внутренних и внешних гидродинамических задач.

Выражение коэффициента массопередачи через коэффициенты массоотдачи. Рассмотрим процесс

массопередачи при переходе распределяемого вещества из фазы G в фазу L при условии линейных зависимостей между рабочими и равновесными концентрациями. Рабочая и равновесная линии для такого процесса массопередачи показаны на рис. 18.12.

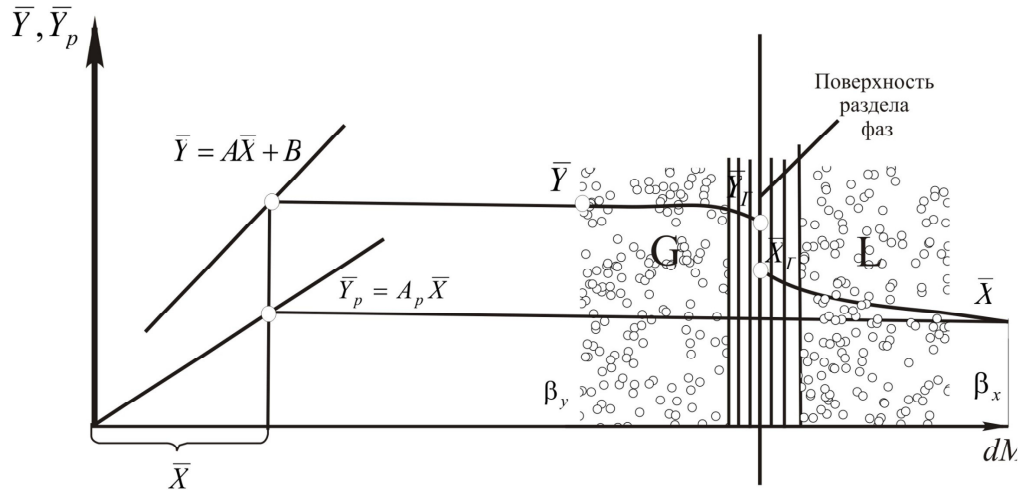


Рис. 18.12. Изменение рабочих и равновесных концентраций при переходе распределяемого вещества из одной фазы в другую

Количество распределяемого вещества, перемещающегося из фазы G к элементу поверхности на границе раздела фаз, может быть вычислено по уравнению (18.74), причем движущую силу в этом уравнении можно выразить разностью $\bar{Y} - \bar{Y}_\Gamma$:

$$dM = \beta_Y (\bar{Y} - \bar{Y}_\Gamma) dF, \quad (18.93)$$

где β_Y – коэффициент массоотдачи для фазы G .

То же количество распределяемого вещества, перемещающегося от элемента поверхности на границе раздела фаз в фазу L , может быть вычислено также по уравнению (18.74), если движущую силу выразить разностью $\bar{X}_\Gamma - \bar{X}$,

$$dM = \beta_X (\bar{X}_\Gamma - \bar{X}) dF, \quad (18.94)$$

где β_X – коэффициент массоотдачи для фазы L .

. МАССОПЕРЕДАЧА В СИСТЕМАХ С ТВЕРДОЙ ФАЗОЙ.

В основе таких распространенных процессов пищевой технологии, как адсорбция, сушка, экстракция из твердых пористых материалов, лежат общие закономерности массообмена с участием твердой фазы.

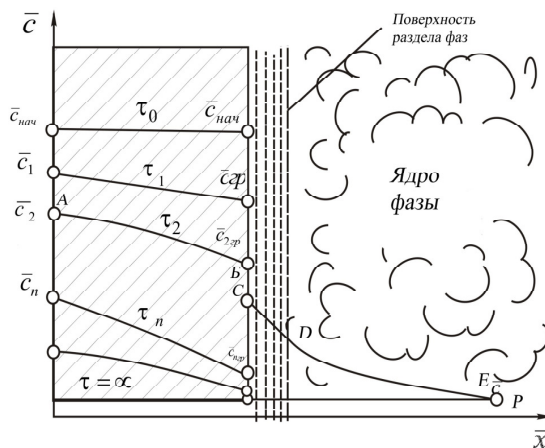


Рис. 18.13. Распределение концентраций в фазах для процесса массопередачи с участием твердой фазы

Массопередача между твердой фазой и движущейся жидкой (газовой или паровой) фазой складывается из двух процессов: 1) перемещения распределяемого вещества внутри пор твердого тела к поверхности раздела фаз (или от нее) вследствие внутренней массоотдачи,

или массопроводности; 2) переноса того же вещества в жидкости (газе или паре) путем внешней массоотдачи. Иными словами, массопередача является результатом внутренней и внешней диффузии.

Перенос вещества в неподвижном слое твердого материала представляет собой неустановившийся процесс.

Рассмотрим одномерный поток вещества из твердого тела, имеющего плоскую поверхность, в поток жидкости (газа или пара), омывающей эту поверхность, как это показано на рис. 18.13.

В начальный момент τ_0 концентрация распределяемого вещества в толщине твердого тела постоянна ($\bar{c}_{нач} = \text{const}$). Однако по мере перехода вещества из поверхностного слоя в омывающую фазу в твердом теле возникает градиент

концентрации $\frac{\partial \bar{C}}{\partial x}$, который изменяется во времени.

В моменты времени $\tau_1, \tau_2, \dots, \tau_n$ концентрации в твердой фазе изменяются соответственно от $\bar{C}_1, \bar{C}_2, \dots, \bar{C}_n$ (в ядре фазы) до $\bar{C}_{1\text{гр}}, \bar{C}_{2\text{гр}}, \dots, \bar{C}_{n\text{гр}}$ (на границе раздела). Далее распределяемое вещество диффундирует через пограничный слой жидкой (газовой или паровой) фазы. Здесь, как отмечалось, наблюдается постепенное затухание турбулентности и значительно более резкое изменение концентрации, приближающееся к линейному непосредственно у твердой поверхности, где молекулярная диффузия становится фактором, определяющим скорость процесса. Наконец, в ядре омывающей фазы – области внешней массоотдачи, происходящей обычно путем конвективного переноса, – концентрация снижается, приближаясь, как к пределу, к равновесной концентрации $\bar{C}_p$.

Эпюра изменения концентрации распределяемого вещества, представленная на рис. 18.13 (линия *ABCDE*), показывает, что при $\tau = \infty$ концентрация этого вещества в твердой фазе уменьшается до равновесной $\bar{C}_p$. Таким образом, концентрация в твердой фазе (при переносе вследствие массопроводности) изменяется не только в пространстве, но и во времени, т. е. перенос массопроводностью – неустановившийся процесс.

Поэтому в качестве единого закона, которому подчинена кинетика переноса распределяемого вещества в твердом теле, может быть принят закон, аналогичный закону теплопроводности: *количество вещества, переместившегося в твердой фазе за счет массопроводности, пропорционально градиенту концентрации, площади, перпендикулярной направлению потока вещества, и времени, т. е.*

$$dM = -K \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} dF d\tau. \quad (18.104)$$

В этом уравнении коэффициент пропорциональности K ,

имеющий размерность коэффициента диффузии, называется коэффициентом массопроводности, который определяется экспериментально.

При принятом законе массопроводности процесс перемещения вещества внутри твердой фазы может быть описан дифференциальным уравнением массопроводности, вывод которого аналогичен выводу дифференциального уравнения молекулярной диффузии (18.72).

Уравнение массопроводности примет вид

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau} = K \left(\frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial z^2} \right). \quad (18.105)$$

Очевидно, что коэффициент массопроводности не является постоянной величиной. Он зависит от природы процесса (адсорбция, сушка, выщелачивание), ряда факторов, определяющих значение коэффициента молекулярной диффузии, и от структуры твердого пористого тела.

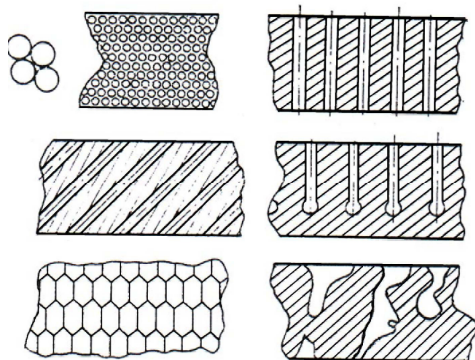


Рис. 18.14. Структурные модификации пористых тел

На рис. 18.14 приведены типичные структурные модификации твердых пористых тел. Эти модификации наглядно показывают, что в отношении кинетики процесса различные структуры весьма неравноценны.

Для решения задачи о перемещении вещества внутри твердой фазы дифференциальное уравнение массопроводности должно быть дополнено уравнением, характеризующим условия на границе раздела твердой и жидкой (газовой, паровой) фаз. Это уравнение может быть выведено в результате следующих рассуждений.

К элементарной площадке на границе раздела фаз подводится вещество из твердой фазы в количестве dM ,

которое можно определить исходя из закона массопроводности (18.104).

От элементарной площадки отводится в омывающую фазу то же количество вещества dM , которое можно найти исходя из закона конвективной диффузии по уравнению (18.78).

Критериальное уравнение массопроводности (18.111) имеет аналитическое решение для простейших тел: неограниченной пластины, неограниченного цилиндра и шара. Функциональная зависимость в этих случаях представлена в виде бесконечных рядов.

ЛЕКЦИЯ 19.

ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ ПЛАН.

.1. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ

.2. ПЕРЕГОНКА

3. РЕКТИФИКАЦИЯ.

4.МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА ПЕРЕГОНКИ.

5.РЕКТИФИКАЦИЯ АЗЕОТРОПНЫХ СМЕСЕЙ.

Перегонка и ректификация широко применяются в спиртовой и гидролизной промышленности для разделения жидких однородных смесей, состоящих из нескольких летучих компонентов, обладающих различной летучестью при одной и той же температуре.

Перегонка – процесс, включающий частичное испарение разделяемой смеси и последующую конденсацию паров. В результате конденсации получают жидкость, состав которой отличается от состава исходной смеси.

Для бинарной, т. е. состоящей из двух компонентов смеси, получаемый при перегонке пар содержит большее количество легколетучего или низкокипящего компонента (НК), а неиспарившаяся жидкость – труднолетучий или

высококипящий компонент (ВК). Эта жидкость называется остатком, а жидкость, полученная в результате конденсации паров, – дистиллятом или ректификатом. Следовательно, в процессе перегонки жидкая фаза обедняется, а паровая фаза обогащается НК.

Существуют два вида перегонки: ***простая перегонка (дистилляция) и ректификация.***

Простая перегонка – процесс однократного частичного испарения жидкой смеси и конденсации образующихся паров. Она применима только для разделения смесей, летучести компонентов которых существенно различаются.

Ректификация – процесс более полного, многократно повторяемого разделения гомогенных смесей летучих жидкостей путем двустороннего массо- и теплообмена между неравновесными жидкой и паровой фазами, имеющими различную температуру и движущимися относительно друг друга. Разделение осуществляется при контакте фаз. При каждом контакте из жидкости испаряется преимущественно НК, которым обогащаются пары, а из паровой фазы конденсируется ВК, переходящий в жидкость. Обмен компонентами между фазами позволяет получить пары, представляющие собой почти чистый НК.

По степени растворимости компонентов смеси жидкостей подразделяют на взаимно растворимые в любых соотношениях, частично растворимые и практически взаимно нерастворимые. В свою очередь, смеси с взаимно растворимыми компонентами в любых соотношениях делятся на ***идеальные растворы***, которые подчиняются закону Рауля, на так называемые ***нормальные растворы*** – жидкие смеси, частично отклоняющиеся от закона Рауля, но не образующие смесей с постоянной температурой кипения, а также на ***неидеальные растворы*** – жидкости со значительными отклонениями от закона Рауля, в том числе смеси с постоянной температурой кипения (***азеотропы***).

. ПЕРЕГОНКА

Процесс перегонки основан на том, что жидкости, составляющие смесь, обладают различным давлением (упругостью) пара при одной и той же температуре. Поэтому состав пара, а следовательно, и жидкости, получающейся при конденсации пара, будет отличаться от состава начальной смеси. Легколетучего (или низкокипящего – НК) компонента в паре будет содержаться больше, чем в перегоняемой жидкости. В неиспарившейся жидкости концентрация труднолетучего (или высококипящего – ВК) компонента при этом увеличится. Разделение таких смесей при контакте жидкой и паровой фаз, сопровождающееся перераспределением компонентов между фазами, называется перегонкой.

Вещества, которые во время кипения при атмосферном давлении частично или полностью разлагаются, перегоняют при пониженном давлении. Одним из вариантов является *молекулярная перегонка*. Ее применяют для очистки или выделения веществ с очень низкой упругостью паров. В вакууме температура кипения ниже, чем при атмосферном давлении. Снижение температуры кипения позволяет предотвратить разложение неустойчивых при кипении в условиях атмосферного давления веществ. При вакуумной перегонке в меньшей степени проявляется окисляющее действие кислорода. В некоторых случаях снижение давления при перегонке сопровождается увеличением относительной летучести и, следовательно, улучшением разделения веществ. Наконец, перегонкой в вакууме иногда удается предотвратить образование азеотропных смесей.

Перегонка с водяным паром. Упругость паров смеси растворимых друг в друге жидкостей по закону Рауля и находится между значениями упругости паров чистых компонентов, а температура кипения смеси – между температурами кипения отдельных веществ.

Если два вещества практически нерастворимы друг в друге, то они не оказывают никакого влияния на упругость паров смеси. Общая упругость P паров неомогенной смеси определяется суммой упругостей паров отдельных компонентов: $P = P_A + P_B$, ее значение больше упругости паров каждого отдельного компонента, и температура кипения смеси всегда ниже температуры кипения самого низкокипящего компонента. Наиболее важным практическим случаем двухфазной перегонки является перегонка с водяным паром. Ее применяют для разделения смесей веществ, из которых только одно летучее, с водяным паром; очистки веществ от смолистых примесей; обеспечения более полного разделения летучих веществ по сравнению с перегонкой под уменьшенным давлением.

Перегонку с водяным паром можно осуществлять как при атмосферном давлении, так и в вакууме.

Азеотропная перегонка. Азеотропная смесь не разделяется перегонкой на компоненты, т.к. жидкая смесь и пары над ней имеют одинаковый состав. При нагревании смеси двух веществ, образующих азеотроп с максимальной температурой кипения, сначала отгоняется компонент, присутствующий в избытке по отношению к составу смеси азеотропа. После этого отгоняется азеотроп с максимальной температурой кипения (имеющий минимальную упругость паров).

При перегонке смеси, образующей азеотроп с минимальной температурой кипения, сначала отгоняется азеотропная смесь, а потом компонент, имевшийся в избытке. Известно более 3000 двойных азеотропных смесей с минимумом температуры кипения и только около 250 с максимумом (как правило, это гомогенные смеси выраженного полярного характера).

Перегонку можно использовать также для очистки твердых веществ с низкой температурой плавления и сжиженных газов.

Материальный баланс процесса перегонки. В простейшем случае исходная смесь является бинарной. Процесс осуществляют периодическим или непрерывным способом.

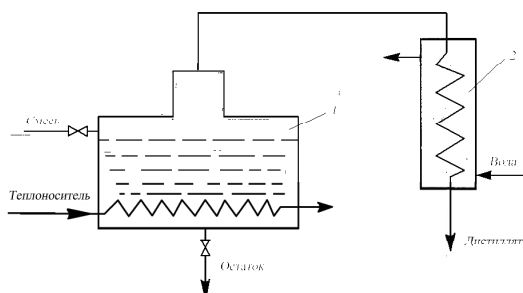


Рис. 21.9. Схема установки для периодической перегонки: 1 – перегонный куб, 2 – конденсатор

В периодически действующей установке (рис. 21.9) исходную смесь загружают в перегонный куб, снабженный устройством для обогрева, и доводят до кипения. Пары отводят в конденсатор. По окончании процесса остаток жидкости

сливают из куба, после чего в него вновь загружают разделяемую смесь.

РЕКТИФИКАЦИЯ

Ректификация дает возможность использования теплоты конденсации пара для испарения жидкости путем непосредственного контакта конденсирующейся паровой и кипящей жидкой фаз. В процессе ректификации подводимая извне теплота затрачивается только в кипятильнике – однократно для частичного испарения жидкой смеси с получением начального потока пара. Теплота конденсации паров отводится в конденсирующем устройстве.

Схема этого агрегата показана на рис. 21.11, а, а соответствующая ей диаграмма $t-x, y$ для разделяемой смеси – на рис. 21.11, б.

Процесс, протекающий в колонне будем считать адиабатическим: потери теплоты в окружающую среду отсутствуют. В нижней части колонны находится кипятильник с обогревающим устройством. На выходе паров расположен конденсатор. В куб залита бинарная жидкая смесь с

содержанием НК x_0 , при нагреве ее до температуры кипения $t_{ж}^0$ начнется процесс испарения. Пары, обогащенные НК, состава y' (примем, что они равновесны кубовой жидкости, их температуры одинаковы, т. е. $t_{п}' = t_{ж}^0$) поднимаются вверх, выходят из колонны и полностью конденсируются в конденсаторе до состояния кипящей жидкости. Эта жидкость имеет состав $x' = y'$, но ее температура кипения $t_{ж}' < t_{п}'$ (см. рис. 21.11, б). Она возвращается в колонну, стекает вниз и на тарелке № 1 контактирует с восходящим потоком пара того же состава, но более высокой температуры. Поэтому на тарелке № 1 происходит интенсивный теплообмен (прямой контакт, высокие коэффициенты теплоотдачи при конденсации и кипении), сопровождающийся массообменом между жидкой и паровой фазами.

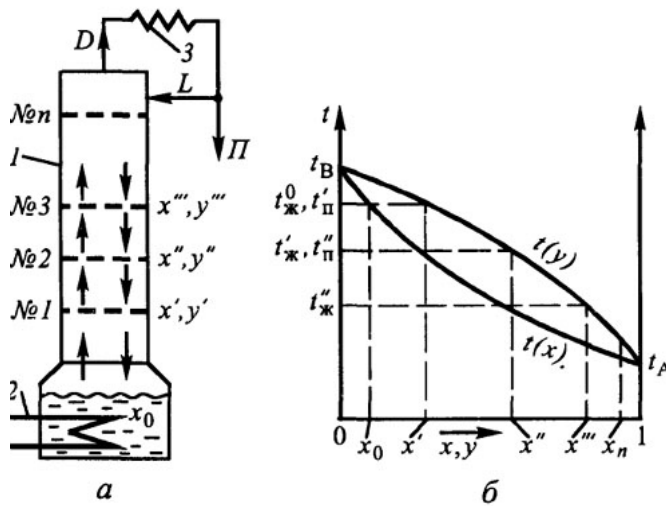


Рис. 21.11. Противоточное контактирование паровой и жидкой фаз (идеализированный процесс): а – схема ректификационного агрегата (1 – колонна; 2 – кипятильник; 3 – конденсатор); б – процесс ректификации в диаграмме $t - x, y$

процесс ректификации. Предусматривается возврат определенной части конденсата (флегмы) на орошение колонны для поддержания противоточного контакта фаз. В реальных условиях контакт фаз осуществляют не достигая

В результате конденсации пара (реально – частично) выделяется теплота, и за ее счет частично испаряется жидкость.

После конденсации верхний продукт отбирается частично, чтобы не нарушить

равновесия, следовательно, количественное нарастание концентрации НК снизу вверх будет не столь быстрым.

В отличие от дистилляции и парциальной конденсации при ректификации имеет место двунаправленный процесс переноса компонентов: НК из жидкой фазы в паровую и ВК – в обратном направлении.

Место ввода в ректификационную колонну нагретого перегоняемого сырья называют питательной секцией (зоной), где осуществляется однократное испарение.

Часть колонны, расположенная выше питательной секции, служит для ректификации парового потока и называется концентрационной (укрепляющей), а другая – нижняя часть, в которой осуществляется ректификация жидкого потока, – отгонной, или исчерпывающей секцией.

Материальный и тепловой баланс процесса ректификации. Исходная смесь при ректификации вводится в верхнюю часть исчерпывающей секции. Здесь она взаимодействует в противотоке с паром, начальный состав которого аналогичен составу остатка смеси, которая обедняется НК и обогащается ВК.

В укрепляющей секции пар, поступающий из нижней ступени, взаимодействует в противотоке с жидкостью, исходный состав которой аналогичен составу дистиллята. Происходит укрепление пара, т. е. обогащение его НК. Пар для питания ректификационного аппарата образуется в кубе (рис. 21.13) путем испарения части поступающей жидкости. Флегма для орошения аппарата образуется в дефлегматоре в результате конденсации части пара, имеющего состав, близкий составу дистиллята.

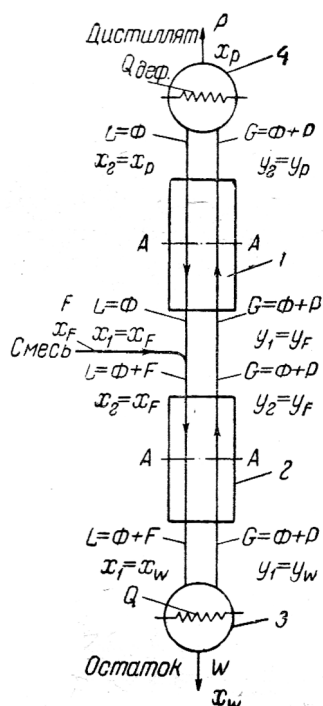


Рис. 21.13. К выводу уравнения материального баланса: 1 – укрепляющая часть колонны; 2 – исчерпывающая часть колонны; 3 – куб; 4 – дефлегматор

Теплота, необходимая для испарения смеси, сообщается ей в кубе. В дефлегматоре происходит отвод тепла, вследствие чего поступающие в него пары полностью или частично конденсируются. Дистиллят из дефлегматора отводится в жидком или парообразном состоянии. Остаток отводится из куба в виде жидкости.

Для дальнейшего анализа процесса ректификации примем следующие допущения:

1. Молярная теплота испарения обоих компонентов одинакова, и каждый кмоль сконденсировавшегося пара испаряет 1 кмоль жидкости, вследствие чего количество поднимающегося пара и стекающей жидкости по высоте колонны не изменяется, а изменяется их состав. Надо отметить, что молярная теплота испарения (в Дж/кмоль) различных веществ приблизительно одинакова. Поэтому сделанное допущение не приводит к значительной ошибке, если расчет процесса ректификации вести не в весовых, а в молярных величинах.

2. Исходная жидкая смесь подается при температуре кипения, следовательно, нет расхода тепла на подогрев. В этих условиях количество стекающей жидкости в нижней части колонны (ниже ввода исходной смеси) увеличивается на количество введенной смеси.

3. При конденсации пара в дефлегматоре не происходит изменения его состава, он аналогичен составу дистиллята.

4. Составы пара нижней части колонны и остатка x_W совпадают, потому что при испарении жидкости в кубе не происходит изменения концентрации компонентов.

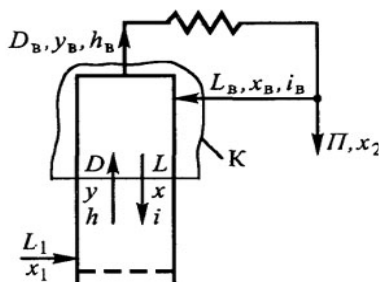


Рис. 21.15. Схема материальных и тепловых потоков в укрепляющей части ректификационной колонны

В процессе ректификации нельзя выделить инертное вещество, поток которого постоянен: все компоненты (в бинарной смеси – оба компонента) участвуют в переносе вещества между фазами. Поэтому целесообразно оперировать абсолютными концентрациями и потоками фаз. Рассмотрим непрерывный процесс, протекающий в контуре K , охватывающем верхнее сечение ректификационной колонны и произвольное сечение ее укрепляющей части (рис. 21.15).

Способы организации процесса ректификации..

Различают простые и сложные колонны. Первые обеспечивают разделение исходной смеси (сырья) на два продукта: ректификат (дистиллят), выводимый с верхней части колонны в парообразном состоянии, и кубовый остаток – нижний жидкий продукт ректификации.

Вторые разделяют исходную смесь более чем на два продукта, с возможностью отбора дополнительных фракций через боковые погоны или отпарные колонны, именуемые стриппингами.

Для разделения бинарных или многокомпонентных смесей на два компонента достаточно одной простой колонны (если не предъявляются сверхвысокие требования к чистоте продукта). Для фракционирования многокомпонентных непрерывных или дискретных смесей на более чем два компонента (фракции) может применяться одна сложная колонна либо система простых или сложных колонн, соединенных между собой в определенной последовательности прямыми, обратными

паровыми или (и) жидкими потоками. Выбор конкретной схемы и рабочих параметров процессов перегонки определяется технико-экономическими и технологическими расчетами с учетом заданных требований по ассортименту и четкости разделения, термостабильности сырья и продуктов, возможности использования доступных и дешевых хладагентов, теплоносителей и т. п.

Четкость погоноразделения – основной показатель эффективности работы ректификационных колонн, характеризует их разделительную способность. Она может быть выражена в случае бинарных смесей концентрацией целевого компонента в продукте. В качестве косвенного показателя четкости (чистоты) разделения на практике часто используют такую характеристику, как налегание температур кипения соседних фракций в продукте. В промышленной практике обычно не предъявляют сверхвысоких требований по отношению к четкости погоноразделения, поскольку для получения сверхчистых компонентов или сверхузких фракций требуются большие капитальные и эксплуатационные затраты.

На разделительную способность ректификационных колонн кроме давления, температуры, места ввода сырья, значительное влияние оказывают число контактных ступеней и соотношение потоков жидкой и паровой фаз.

Соотношение контактирующих потоков пара G и жидкости W в секции колонны, характеризует паровое число $P = G/W$.

Число тарелок N колонны (или высота насадки) определяется числом теоретических тарелок N^T , обеспечивающих заданную четкость разделения при принятом флегмовом числе, а также эффективностью контактных устройств.

При принятых значениях флегмового числа, числа и типа тарелок на экономические показатели процессов перегонки наибольшее влияние оказывают давление и температурный

режим в колонне, которые тесно взаимосвязаны: нельзя оптимизировать только давление без учета требуемого температурного режима и наоборот. При оптимизации технологических параметров колонн ректификации целесообразно выбрать такие значения давления и температуры, которые:

1) поддерживают состояние разделяемой системы, далекое от критического (иначе нельзя реализовать процесс ректификации), и возможно большее значение коэффициента относительной летучести;

2) исключают возможность термодеструктивного разложения сырья и продуктов перегонки или кристаллизации их в аппаратах и коммуникациях;

3) допускают использовать дешевые, доступные хладагенты для конденсации паров ректификата (вода, воздух), теплоносители для нагрева и испарения кубовой жидкости (например, водяной пар высокого давления), а также уменьшить требуемые поверхности холодильников, конденсаторов, теплообменников, кипятильников;

4) позволяют нормально эксплуатировать аппараты и процессов, связанных с колонной ректификации материальными и тепловыми потоками;

5) обеспечивают оптимальный уровень по удельной производительности, капитальным и эксплуатационным затратам.

По величине давления колонны ректификации, применяемые в промышленных установках, можно подразделить на следующие типы:

а) атмосферные, давление в которых несколько выше атмосферного (0,1...0,2 МПа);

б) вакуумные (глубоковакуумные), эксплуатируемые под вакуумом (или при глубоком вакууме) при остаточном давлении в зоне питания;

в) колонны, работающие под повышенным давлением (1...4 МПа).

Повышение или понижение давления в ректификационной колонне сопровождается, как правило, соответствующим повышением или понижением температурного режима.

Факторы, влияющие на эффективность работы ректификационной колонны.

При эксплуатации ректификационной колонны повысить чистоту продуктов можно, повышая флегмовое число R :

- увеличением потока флегмы (при сохранении отборов дистиллята P и кубового остатка W_0), если кипятильник и конденсатор рассчитаны с некоторым запасом и позволяют повысить тепловую нагрузку;

- уменьшением производительности колонны по исходной смеси, а значит, и по продуктам; при этом, сохраняя поток флегмы Φ и понижая P , получают более высокие R ;

- смещением точки подачи исходной смеси по высоте колонны.

Повысить флегмовое число можно также путем захлаживания флегмы, т. е. возвращения ее в колонну при температуре ниже t_2 : холодная флегма будет нагреваться в верхних зонах колонны до температуры кипения за счет конденсации части парового потока, и поток флегмы по колонне возрастет.

Увеличивая число тарелок n (высоту слоя насадки H_n), а также флегмовое число R , можно получить сколь угодно чистые дистиллят ($x \rightarrow 1$) и кубовый остаток ($x \rightarrow 0$), но абсолютно чистые НК и ВК методом ректификации (вообще массообмена) получить невозможно. Точки чистых компонентов располагаются в правом верхнем и левом нижнем углу диаграммы $y-x$, где движущая сила равна нулю. Это означает необходимость безграничного увеличения n (или H_n) даже при бесконечном R (что невозможно при отборе продуктов).

При более низкой по высоте колонны подаче исходной смеси увеличивается протяженность укрепляющей части, и достигается более высокая очистка дистиллята. При этом уменьшаются протяженность исчерпывающей части колонны, так что кубовый остаток будет больше загрязнен низкокипящим компонентом. Изменение точки питания ректификационной колонны может оказаться полезным в двух основных случаях:

1) только один из продуктов должен быть очень чистым (во втором допускается заметное содержание примеси). Тогда следует увеличивать протяженность той части колонны, на выходе из которой нужно получать чистый продукт;

2) по какой-то причине изменился состав исходной бинарной смеси. Например, содержание НК в исходной смеси понизилось, в результате этого для сохранения прежней чистоты дистиллята теперь в укрепляющей части колонны потребуется большее число тарелок (или большая высота слоя насадки), чем раньше, а для сохранения чистоты кубового остатка – меньшее число тарелок в отгонной части колонны. Поэтому исходную смесь нового состава следует подавать в колонну на более низкую тарелку (в то сечение колонны, где этот состав равен составу исходной смеси.)

Ректификационные установки непрерывного действия. Многоколонные ректификационные установки, к которым относятся брагоректификационные установки непрерывного действия являются основным типом оборудования для выделения и очистки спирта на предприятиях спиртовой промышленности.

В спирте-сырце содержится более 40 различных летучих веществ. По химическому составу они весьма разнообразны, но с точки зрения ректификации могут быть разделены на три основные группы: головные, хвостовые и промежуточные. Это разделение произведено в зависимости от летучести примесей в условиях работы ректификационных установок. Примеси

отбирают непрерывно с тех тарелок колонн, где они накапливаются в наибольшем количестве.

В непрерывно действующих ректификационных аппаратах на тарелках колонн устанавливается определенная крепость водно-спиртового раствора, повышающаяся от нижних тарелок к верхним. Головные примеси проходят через всю колонну не задерживаясь. Промежуточные и хвостовые – задерживаются в зоне тех тарелок, на которых они будут иметь коэффициент ректификации, близкий к единице. Отсюда они и отводятся.

Отходом ректификации является лютерная вода. На спиртовых заводах широко распространены установки, в которых в одной колонне из спирта-сырца сначала выделяются более летучие компоненты. Затем спирт-сырец, освобожденный от основной массы головных продуктов, поступает во вторую колонну, где происходит выделение спирта-ректификата, отбор сивушного масла и отвод лютерной воды. В этой же колонне отбирается остаток головной фракции. Таким образом, разделение спирта-сырца, производится в установке, состоящей из двух колонн. Первая из них называется эшюрэционной, вторая – ректификационной.

Хвостовые и промежуточные продукты, а также остатки головных продуктов отбирают в ректификационной колонне. Ректификат отводят в жидком виде с одной из верхних тарелок ректификационной колонны.

В состав трехколонной ректификационной установки (рис. 21.25), наряду с эшюрэционной и ректификационной входит также сивушная колонна 16, в которую направляется сивушная жидкость, отбираемая в ректификационной колонне. Колонна предназначена для удаления сивушного масла, что создает благоприятные условия для ректификации этилового спирта, а также для выделения сивушного масла и промежуточных продуктов в более концентрированном виде.

Кроме трехколонных ректификационных установок непрерывного действия, применяются также установки, в

которых имеется четвертая колонна – колонна окончательной очистки. В нее направляется спирт-ректификат из ректификационной колонны. В колонне окончательной очистки выделяются остатки примесей спирта, что обеспечивает повышение его качества.

РЕКТИФИКАЦИЯ АЗЕОТРОПНЫХ СМЕСЕЙ

Уровень трудности ректификации смесей с близкими температурами кипения может быть оценен с помощью коэффициента относительной летучести α . Если значение α невелико, то такую смесь можно разделять под вакуумом. Экономически более целесообразно введение в азеотропную смесь разделяющего вещества избирательного действия, характеризуемого различной растворимостью компонентов смеси в нем и являющегося ВК по отношению к одному из них. Присутствие экстрагента приводит к ослаблению сил притяжения нерастворимого компонента к остальным частицам и в результате этого – к увеличению его относительной летучести в системе (рис. 21.26).

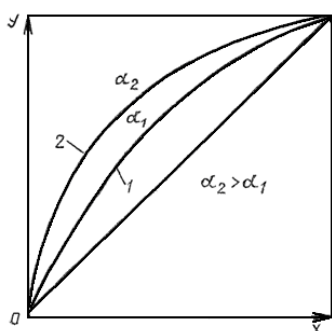


Рис. 21.26. Положение кривой равновесия без (1) и в

Повышение давления пара НК происходит в большей степени, по сравнению с давлением пара ВК. Увеличение α облегчает ректификацию исходного раствора, но влечет за собой необходимость последующего разделения смеси хорошо растворимого вещества и экстрагента.

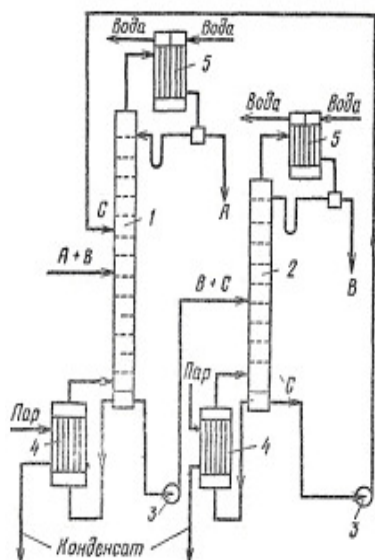


Рис. 21.27. Схема установки для экстрактивной ректификации бинарной смеси: 1 – колонна для экстрактивной ректификации; 2 – колонна для разделения продукта B и экстрагирующего компонента C ; 3 – насосы; 4 – кипятильники; 5 –

Метод азеотропной ректификации применим как для смесей с малым коэффициентом относительной летучести, так и для азеотропообразующих смесей (в том числе при составах, близких к азеотропному). В отличие от экстрактивной, при азеотропной ректификации разделяющий агент C образует с каким-либо компонентом исходной смеси азеотроп с иным соотношением компонентов, нежели в исходном растворе, если последний является азеотропообразующим. В качестве разделяющих агентов могут применяться вещества, образующие **гомоазеотропы** с компонентами A или B (это могут быть азеотропы с минимумом или максимумом температур кипения)

или **гетероазеотропы**, представляющие собой тройные смеси A и B с агентом C . Во всех случаях один из компонентов разделяемой смеси в колонне азеотропной ректификации может быть получен в практически чистом виде.

Гомоазеотроп из колонны азеотропной ректификации подлежит разделению (в особом узле на рис. 21.28) на компонент A необходимой чистоты и разделяющий агент C . Последний вновь возвращается в колонну. Незначительные потери разделяющего агента C с выделенными продуктами A и B восполняются (дополнительный поток IV). Наиболее сложным и энергоемким является узел разделения азеотропной смеси, который включает в себя две колонны с сопутствующими агрегатами.

Несколько проще разделение смеси $A + B$ с помощью разделяющего агента, образующего гетероазеотроп, в котором конденсируются два жидких слоя с разными соотношениями A и B в них. Это различие в составах двух слоев сопровождается уменьшением требуемой ректификационной способности самой колонны (и ее высоты) по сравнению с образованием гомоазеотропа. Температура кипения гетероазеотропа ниже, чем у компонентов A и B .

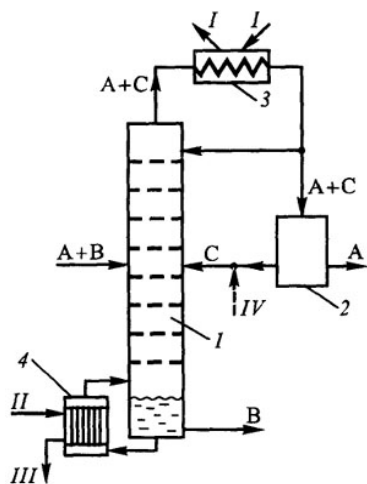


Рис. 21.28. Схема установки для азеотропной ректификации: 1 – колонна для азеотропной ректификации; 2 – узел разделения компонентов A и C , 3 – конденсатор; 4 – кипятильник; I – охлаждающая вода; II – греющий пар; III – конденсат; IV – восполнение потерь разделяющего агента

Если соотношение A/B в парах гетероазеотропной смеси больше, чем в исходной, то снизу из этой колонны в качестве кубового продукта отводится высококипящий компонент B с концентрацией компонента A в нем, равной x_0 . Уходящие сверху колонны пары тройного гетероазеотропа конденсируются и расслаиваются во флорентийском сосуде. Составы равновесных слоев с разными концентрациями компонента A в них (x_V и x_{VI}) отличаются от состава отбираемого сверху гетероазеотропа.

Равновесное расслаивание наряду с ректификацией играет

важную роль в общем процессе разделения бинарной смеси на чистые компоненты.

Наиболее сложной задачей при использовании методов экстрактивной и азеотропной ректификации является выбор разделяющего компонента, который должен обеспечивать возможно большее повышение коэффициента относительной летучести компонентов; достаточно легко регенерироваться;

хорошо растворять разделяемые компоненты для предотвращения расслаивания жидкой фазы при температурных условиях в колонне; быть безопасным в обращении, доступным, дешевым, термически стабильным..

ЛЕКЦИЯ 20.

СУШКА ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ.

ПЛАН.

1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОЦЕССА.

2. СТАТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ.

3. КИНЕТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ.

4. ДИНАМИКА ПРОЦЕССА СУШКИ.

5. СУБЛИМАЦИОННАЯ СУШКА.

Сушка – это процесс удаления влаги из материалов.

Влагу можно удалять *механическим способом* (отжимом, фильтрованием, центрифугированием) или *тепловым*, т. е. путем испарения влаги и отвода образующихся паров.

По своей физической сущности сушка является сочетанием связанных друг с другом процессов тепло- и массообмена. Удаление влаги при сушке сводится к перемещению теплоты и влаги внутри материала и их переносу с поверхности материала в окружающую среду.

По способу подвода теплоты к высушиваемому материалу различают следующие виды сушки:

– **конвективная сушка** – непосредственное соприкосновение высушиваемого материала с сушильным агентом, в качестве которого обычно используют нагретый воздух или топочные газы (как правило, в смеси с воздухом);

- **контактная сушка** – передача теплоты от теплоносителя к материалу через разделяющую их стенку;
- **радиационная сушка** – передача теплоты инфракрасными лучами;
- **диэлектрическая сушка** – нагревание в поле токов высокой частоты;
- **сублимационная сушка** – сушка в замороженном состоянии при глубоком вакууме.

Влажность продукта. Рассмотрим способы выражения влажности высушиваемого продукта. Общая масса влажного продукта, кг,

$$G = G_{c.б} + G_{вл}, \quad (19.1)$$

где $G_{c.б}$ – масса абсолютно сухого вещества, кг; $G_{вл}$ – масса содержащейся в продукте влаги, кг.

Влажность продукта может быть рассчитана по отношению к его общей массе G или по отношению к массе находящегося в нем абсолютно сухого вещества G_c . Масса абсолютно сухого вещества не меняется в процессе сушки, что значительно упрощает расчеты.

Влажность, отнесенная к общей массе продукта, %,

$$W = \frac{G_{вл}}{G} 100. \quad (19.2)$$

Влажность, отнесенная к массе сухого вещества, %,

$$W^c = \frac{G_{вл}}{G_{c.б}} 100. \quad (19.3)$$

Влажность, отнесенная к массе абсолютно сухого материала W^c , и влажность, рассчитанная на его общую массу W , связаны между собой

$$W^c = \frac{W}{100 - W} 100 \quad \text{или} \quad W = \frac{W^c}{100 + W^c} 100. \quad (19.4)$$

Классификация форм связи коллоидных капиллярно-пористых тел. Всеобъемлющая классификация влажных материалов с учетом всего комплекса определяющих характеристик еще не создана. Вместе с тем некоторые ученые

предложили свои решения этой очень сложной проблемы.

Механизм процесса сушки в значительной степени определяется формой связи влаги с продуктом: чем прочнее эта связь, тем труднее протекает процесс сушки. Процесс удаления влаги из продукта сопровождается нарушением ее связи с продуктом, на что затрачивается определенная энергия. **Химически связанная вода** удерживается наиболее прочно и при нагревании материала до 120...150 °С не удаляется. Химически связанная влага наиболее прочно соединена с продуктом и может быть удалена только при нагревании материала до высоких температур или в результате проведения химической реакции. Эта влага не может быть удалена из продукта при сушке.

Физико-механическая связанная влага – это жидкость, находящаяся в капиллярах, и жидкость смачивания.

Влага в капиллярах подразделяется на влагу **макрокапилляров** (радиус больше 10^{-7} м) и **микрокапилляров** (радиус меньше 10^{-7} м). Макрокапилляры заполняются влагой при непосредственном соприкосновении ее с материалом. В микрокапилляры влага поступает как при непосредственном соприкосновении, так и в результате поглощения ее из окружающей среды.

Физико-химическая связь объединяет два вида влаги: **адсорбционно** и **осмотически** связанную влагу. Адсорбционная влага прочно удерживается на поверхности и в порах тела. **Осмотически связанная влага**, называемая также влагой набухания, находится внутри клеток материала и удерживается осмотическими силами. **Адсорбционная влага** требует для своего удаления значительно большей затраты энергии, чем влага набухания. Присутствие этих видов влаги особенно характерно для коллоидных и полимерных материалов.

Применительно к процессу сушки влагу продукта классифицируют на **свободную** и **связанную**. Под **свободной**

понимают влагу, скорость испарения которой из материала равна скорости испарения воды со свободной поверхности. Под *связанной* понимают влагу, скорость испарения которой из материала меньше скорости испарения воды со свободной поверхности.

А.В. Лыков предложил все влажные материалы в зависимости от их основных коллоидно-физических свойств разделить на три группы: коллоидные, капиллярно-пористые, и капиллярно-пористые коллоидные.

1. Коллоидные (эластичные гели) – это материалы, в которых преобладает адсорбционно и осмотически влага. При удалении жидкости они значительно сжимаются, сохраняя свою эластичность; при увлажнении они впитывают наиболее близкие по полярности жидкости. Коллоидные тела рассматриваются как квазикапиллярно-пористые, размеры молекул которых сравнимы с размерами микрокапилляров (желатин, растворы полимеров). По способности набухания эластичные гели разделяются на *неограниченно набухающие*, которые способны растворяться в жидкости, и *ограниченно набухающие*.

2. Капиллярно-пористые – это материалы, в которых жидкость в основном связана капиллярными силами. При удалении жидкости они становятся хрупкими, мало сжимаются и в высушенном состоянии могут быть превращены в порошок (влажный кварцевый песок, древесный уголь и т. д.). Капиллярно-пористые тела впитывают любую смачивающую их жидкость независимо от ее химического состава. Для таких материалов капиллярные силы значительно превышают силы тяжести (силикагель, керамика, гипс, полимерные материалы типа поливинилхлорида).

3. Капиллярно-пористые коллоидные – это материалы, в которых жидкость имеет различные формы связи, присущие как капиллярно-пористым, так и коллоидным телам. Стенки их капилляров эластичны и при поглощении жидкости набухают,

а при высушивании дают усадку (зерно, овощи, фрукты и т. д.).

Связь влаги с материалом является одной из наиболее важных характеристик при рассмотрении процесса сушки. На величину этой связи влияет дисперсность, структура и физико-химические свойства материала

В первую очередь удаляется физико-механически связанная влага этих трех видов. Далее удаляется влага физико-химической связи, состоящая из осмотической воды и адсорбированной влаги полимолекулярных и мономолекулярных слоев.

. Влажные материалы как объекты сушки различаются по внутренней структуре. При сушке влага удаляется из пористых материалов последовательно, сначала из крупных пор, а затем из более мелких, при этом существует однозначная взаимосвязь между влажностью материала и наибольшим радиусом пор, заполненных жидкостью. Он предложил разделить дисперсные материалы на четыре группы в порядке уменьшения критического радиуса пор: более 100 нм (10^{-7} м), от 100 до 6, от 6 до 2, менее 2 нм, а также на подгруппы и разряды, учитывающие размер частиц материала, его адгезионно-когезионные свойства и продолжительность сушки. .

Анализ термограмм сушки растворов, суспензий и композиций разной природы при различных режимных параметрах позволил обнаружить три характерные типа кинетики сушки, что дает возможность подразделить объекты распылительной сушки на три основные группы.

К **группе первой** отнесены растворы веществ или суспензии, обезвоживание которых происходит преимущественно при температуре равновесного испарения, близкого к испарению чистого растворителя. К этой группе относятся растворы, суспензии и композиции веществ с начальной концентрацией твердой фазы 5...10 %, а также высококонцентрированные растворы (суспензии) веществ,

обладающих гидрофобными свойствами.

Ко *второй группе* отнесены растворы (суспензии), сушильная стадия обезвоживания которых протекает при монотонном повышении температуры. Интенсивность обезвоживания на испарительной стадии определяется так же, как и для растворов первой группы, а на сушильной стадии интенсивность влагоотдачи зависит от скорости внутренних процессов переноса. Это, как правило, растворы с довольно высокой концентрацией растворенного вещества. По структуре образующейся твердой фазы эти материалы относятся к капиллярно-пористым.

Третья группа отнесена к растворам, высушиваемым при температуре газовой среды, значительно превышающей температуру кипения раствора. При этом диффузионное сопротивление образующейся твердой фазы настолько велико, что приводит к возникновению значительных температурных и концентрационных градиентов в капле, обуславливающих значительные структурные преобразования твердой фазы. К материалам третьей группы чаще всего относятся растворы веществ, которые при сушке образуют твердую фазу, структура которых соответствует классу коллоидных и коллоидных капиллярно-пористых тел (например, растворы высокомолекулярных соединений), а также кристаллические вещества.

СТАТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ

Статика процесса сушки изучает взаимодействие влажных продуктов с воздухом, в результате которого они стремятся к гигротермическому равновесному состоянию.

Изотермы сорбции и десорбции. Взаимодействие продукта с влажным воздухом может происходить в двух направлениях: а) испарение (десорбция влаги из продукта), если парциальное давление пара у поверхности материала p_m больше парциального давления пара в воздухе p_n , т. е. при

$p_m > p_n$; б) увлажнение продукта за счет поглощения пара из окружающего воздуха (сорбция влаги продуктом), если $p_m < p_n$.

Равновесная и гигроскопическая влажность.

Равновесная влажность пищевых продуктов w_p при неизменном значении φ зависит от их химического состава и состояния, в котором продукты находятся.

Для большинства продуктов с повышением температуры w_p уменьшается; наибольшее влияние температура воздуха оказывает на w_p при большей влажности материала, соответствующей φ от 0,8 до 1,0.

Рассмотрим изменение состояния пищевого продукта в процессе сушки (рис. 19.3). При изменении влажности от w_1 до w_2 , продукт содержит свободную влагу ($p_m = p_n$) и находится во влажном состоянии. При изменении влажности от w_2 до w_p материал содержит

связанную влагу ($p_m < p_n$) и находится в
 гигроскопическом состоянии. Точка А называется
 гигроскопической, а соответствующая ей влажность –
 гигроскопической влажностью w_2 , т. е. это
 максимальная влажность, которую может иметь
 продукт за счет сорбции пара из окружающей среды
 (при $\varphi = 100\%$). Ее определяют по точке пересечения
 изотерм с линией $\varphi = 100\%$ на графике изотермы
 сорбции (см. рис. 19.3).



Рис. 19.3. Схема классификации влаги в материале в увязке с процессом ее удаления при сушке

Свободная влага будет удаляться из продукта при любой относительной влажности окружающей среды меньше 100 % ($\varphi < 100 \%$). Область, где продукт может сушиться, на рис. 19.3 заштрихована. Конечная влажность w_2 равна w_p , соответствующей $\varphi \approx 70 \%$. Область от w_1 до w_2 называется областью сушки. В этой области из материала удаляется так называемая

$$\text{«удаляемая влага»}: W_y = W_1 - W_p.$$

Область от w_2 до w_2 называется областью десорбции. Выше кривой равновесной влажности располагается область сорбции. При гигроскопическом состоянии материала, отвечающем области над кривой равновесной влажности, возможно только увлажнение материала, но не его сушка.

При высокой влажности материала в интервале φ

от 0,9 до 1,0 (участок изотермы BC на рис. 19.3) в основном доминирует влага микрокапилляров ($r < 10^{-7}$ м).

Основные параметры влажного воздуха. При конвективной сушке теплоноситель (сушильный агент) передает продукту теплоту и уносит влагу, испаряющуюся из продукта. Таким образом, сушильный агент играет роль тепло- и влагоносителя.

Состояние влажного воздуха характеризуется следующими параметрами: барометрическое давление и парциальное давление пара, абсолютная и относительная влажность, влагосодержание, плотность, удельный объем, температура и энтальпия.

Зная три параметра влажного воздуха, можно найти все остальные.

Абсолютной влажностью воздуха ρ_n называется масса водяного пара, находящегося в 1 м^3 влажного воздуха (кг/м^3). Как видно, ρ_n есть плотность пара в смеси. Можно считать, что влажный воздух подчиняется законам идеальных газов. Тогда водяной пар как компонент газовой смеси (влажного воздуха), находясь под парциальным давлением p_n , должен занимать весь объем смеси (1 м^3). Поэтому абсолютная влажность равна массе 1 м^3 пара, или плотности водяного пара ρ_n в кг/м^3 , при температуре воздуха и парциальном давлении p_n .

Относительной влажностью воздуха, т.е. степенью насыщения воздуха φ , называется отношение абсолютной влажности к максимально возможной массе водяного пара ($\rho_{\max}$), которая может

содержаться в 1 м³ влажного воздуха при тех же условиях (температура и барометрическое давление),

$$\varphi = \frac{\rho_n}{\rho_{\max}}, \text{ т. е. } \varphi = \frac{\rho_n}{\rho_{\max}} 100. \quad (19.8)$$

Относительная влажность является важным параметром влажного воздуха. Ее величина характеризует способность воздуха насыщаться влагой; чем меньше φ , тем при прочих равных условиях больше сушильная способность воздуха.

Характер зависимости φ от температуры различен. Если температура влажного воздуха t ниже температуры кипения воды t_K при данном барометрическом давлении, т. е. при $t < t_K$, $\rho_{\max}$ будет являться плотностью насыщенного пара ρ_n при данной температуре, т. е. $\rho_{\max} = \rho_n$, тогда

$$\varphi = \frac{\rho_n}{\rho_n} . \quad (19.9)$$

Числовые значения ρ_n приведены в таблицах

водяного пара.

Если приближенно применить характеристическое

уравнение идеального газового состояния к

идеальному пару, то можно написать:

$$p_n = \rho_n \frac{RT}{\mu_n} , \quad (19.10)$$

$$p_n = \rho_n \frac{RT}{\mu_n} , \quad (19.11)$$

где μ_n — молекулярная масса пара, равная 18; p_n —
давление насыщенного пара при данной температуре

T , Па; R — универсальная газовая постоянная

($R = 8314,3$ Дж/(кмоль·К)).

Разделив уравнение (19.10) на уравнение (19.11),

получаем:

$$\varphi = \frac{p_n}{p_n} = \frac{p_n}{p_n} . \quad (19.12)$$

Величина p_n зависит от температуры t , с повышением которой давление насыщенного пара увеличивается. Поэтому при постоянном влагосодержании газа уменьшается значение φ . В связи с этим при нагревании воздуха в калориферах его сушильная способность увеличивается, и, наоборот, при охлаждении воздуха p_n уменьшается, а его относительная влажность при постоянном влагосодержании соответственно повышается, достигая при $p_n = p_n$ единицы (100 %); температура воздуха при таких условиях достигает величины точки росы, воздух становится насыщенным, и начинается конденсация пара.

В интервале температур t от 0 до 100 °С p_n (мм

рт. ст.) можно рассчитать по эмпирической формуле

Г.К. Филоненко:

$$\lg p_n = 0,622 + \frac{7,5t}{238 + t}. \quad (19.13)$$

Если температура влажного воздуха выше t_k при данном барометрическом давлении, то полное насыщение возможно только при абсолютном отсутствии сухого воздуха. Давление насыщенного пара будет равно барометрическому давлению $p_n = B$.

В этом случае

$$\varphi = \frac{p_n}{B}. \quad (19.14)$$

Влагосодержанием называется масса водяного пара, содержащаяся во влажном воздухе, отнесенная к 1 кг сухого воздуха. Этот параметр широко используется в расчетах сушильных установок.

В процессе сушки воздух увлажняется и

охлаждается и изменяет свой объем. Поэтому использование в качестве параметра воздуха его абсолютной влажности усложняет расчеты. Более удобно относить влажность воздуха к единице массы абсолютно сухого воздуха (1 кг сухого воздуха) – величине, не изменяющейся в процессе сушки.

Масса водяного пара, кг, содержащегося во влажном воздухе и приходящегося на 1 кг абсолютно сухого воздуха, называется влагосодержанием воздуха:

$$x = \frac{m_n}{m_{c.в}} = \frac{\rho_n}{\rho_{c.в}}, \quad (19.16)$$

где m_n и $m_{c.в}$ – масса водяного пара и масса абсолютно сухого воздуха в данном объеме влажного воздуха; $\rho_{c.в}$ – плотность абсолютно сухого воздуха.

Энтальпия / влажного воздуха относится к 1 кг

абсолютно сухого воздуха и определяется при данной

температуре воздуха t °С как сумма энтальпий

абсолютно сухого воздуха $c_{с.в} t$ и водяного пара $x i_n$

(Дж/кг сухого воздуха):

$$I = c_{с.в} t + x i_n, \quad (19.21)$$

где $c_{с.в}$ – средняя удельная теплоемкость абсолютно

сухого воздуха, Дж/(кг·К); i_n – энтальпия водяного

пара, кДж/кг.

Водяной пар находится в процессе сушки в

перегретом состоянии в смеси с воздухом. Обозначим

энтальпию водяного пара при 0 °С через r_o . Тогда

энтальпия перегретого пара

$$i_n = r_o + c_n t. \quad (19.22)$$

Плотность влажного воздуха

$$\rho_{вл.в} = \rho_{с.в} + \rho_n = \rho_{с.в} (1 + x). \quad (19.23)$$

Плотность абсолютно сухого воздуха из уравнения
состояния

$$\rho_{c.в} = \frac{p_{c.в} M_{c.в}}{RT} = \frac{29 p_{c.в}}{8314 T} = \frac{P - p_n}{287 T}. \quad (19.24)$$

Температура мокрого термометра. Одним из параметров, характеризующих состояние влажного воздуха, является температура мокрого термометра. Если при испарении воды в воздух будут соблюдены адиабатные условия, т. е. испарение будет происходить только за счет теплоты воздуха, то в процессе испарения температура воздуха будет снижаться; при полном насыщении воздуха влагой температура его будет равна температуре испаряющейся воды. Эту температуру называют ***температурой мокрого термометра.***

Температура мокрого термометра является

термодинамическим параметр, характеризующий способность воздуха отдавать теплоту для испарения воды до полного насыщения воздуха. Разность между температурой воздуха и мокрого термометра характеризует способность воздуха к поглощению влаги. Эту разность условно называют **потенциалом**

сушки ε :

$$\varepsilon = t_c - t_m, \quad (19.26)$$

где t_c – температура воздуха, °С; t_m – температура мокрого термометра (адиабатного насыщения воздуха), °С.

При полном насыщении воздуха ($\varphi = 100 \%$) $t_c = t_m$

и $\varepsilon = 0$.

На диаграмме нанесены линии:

1) постоянного влагосодержания ($d = \text{const}$) –

вертикальные прямые, параллельные оси ординат;

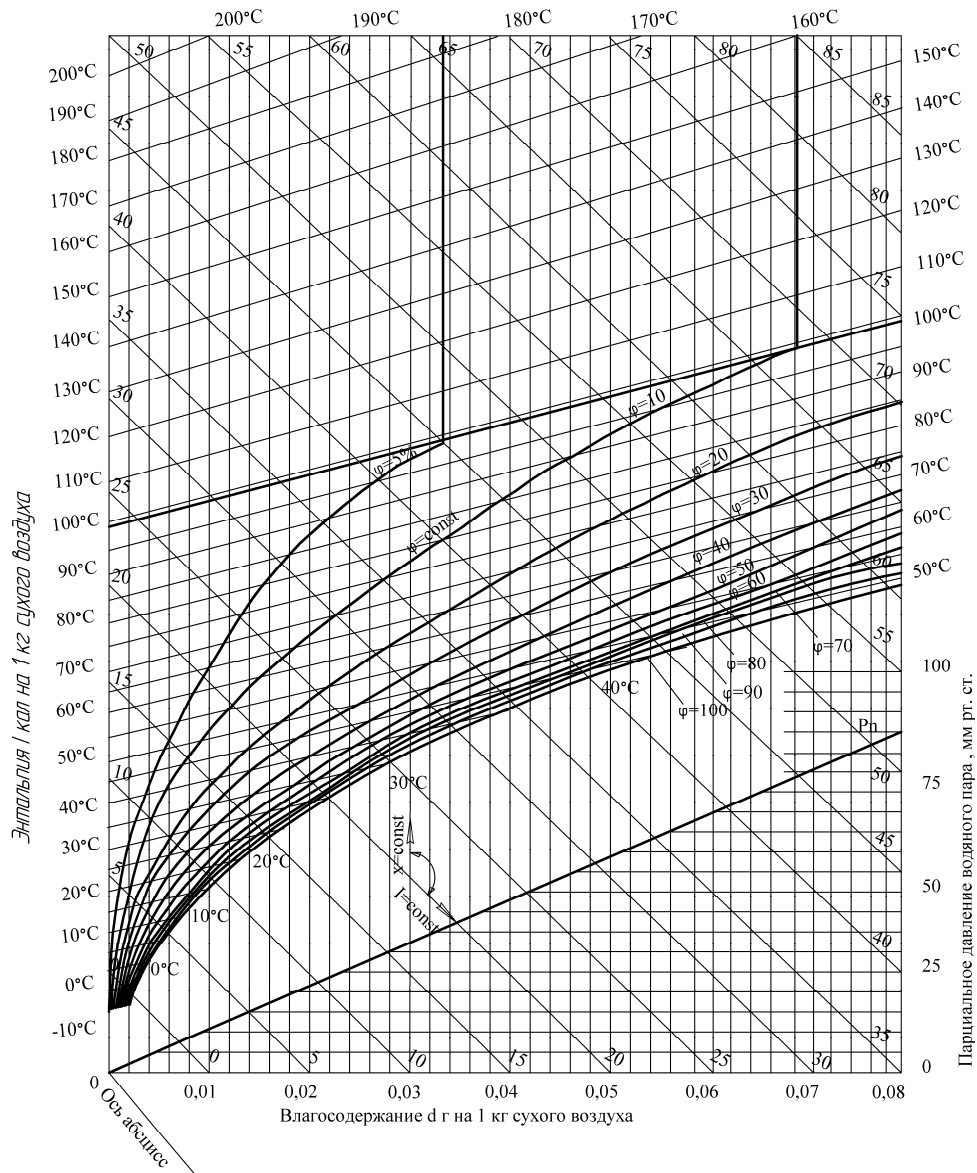
2) постоянной энтальпии ($I = \text{const}$) – прямые, параллельные оси абсцисс, т. е. идущие под углом

135° к горизонту;

3) постоянных температур, или изотермы ($t = \text{const}$);

4) постоянной относительной влажности ($\varphi = \text{const}$);

5) парциальных давлений водяного пара p_n во влажном воздухе, значения которых отложены в масштабе на правой оси ординат диаграммы.

Рис. 19.4. I - d -диаграмма

На I - x диаграмме по любым двум известным параметрам влажного воздуха можно найти точку, характеризующую состояние воздуха, и определить все его остальные параметры.

Изображение процессов изменения состояния воздуха на диаграмме. При нагревании влажного воздуха в калорифере

его относительная влажность φ уменьшается, а влагосодержание x остается постоянным. Поэтому на I - x -диаграмме процесс нагрева воздуха изображают отрезком AB (рис. 19.5), проводя из точки, отвечающей начальному состоянию воздуха (t_o, x_o) , вертикальную линию $x = \text{const}$ вверх до пересечения с изотермой воздуха t_1 .

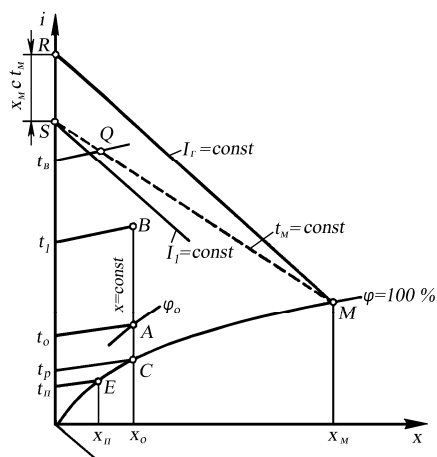


Рис. 19.5. Изображение процессов изменения состояния влажного воздуха на I - x -диаграмме

Процесс охлаждения воздуха с начальной температурой t_1 при постоянном влагосодержании до его насыщения изображается вертикальной линией, проведенной из точки B (характеризующей начальное состояние охлаждаемого воздуха) вниз до пересечения с линией $\varphi = 100\%$ (отрезок BC). Точка пересечения линий $x = \text{const}$ и $\varphi = 100\%$ (точка C на рис. 19.5) характеризует состояние воздуха

в результате его охлаждения при $x = \text{const}$ и называется точкой росы. Дальнейшее охлаждение воздуха ниже температуры точки росы (например, до температуры t_n) приводит к конденсации из него части влаги и уменьшению его влагосодержания от x_o до x_n . На диаграмме процесс охлаждения насыщенного воздуха совпадает с линией $\varphi = 100\%$ (кривая CE).

При адиабатической сушке влага будет испаряться только за счет теплоты, передаваемой продукту воздухом. При этом, если температура высушиваемого продукта не изменяется и равна 0°C , энтальпия воздуха после сушки I_2 будет равна его энтальпии перед сушкой I_1 , т. к. вся теплота, отданная воздухом на испарение влаги, возвращается обратно в воздух с

удаляющимися из продукта парами. Одновременно понижается температура и увеличиваются влагосодержание и относительная влажность воздуха. Такой процесс носит название **теоретического процесса сушки** ($I_2 = I_1 = I = \text{const}$).

КИНЕТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ

Кривые сушки. Кривые сушки характеризуют изменение средней (интегральной) влажности продукта W во времени τ .

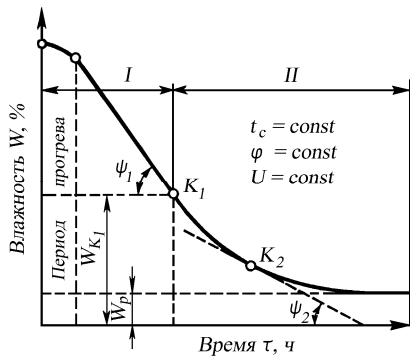


Рис. 19.6. Кривая сушки

На рис. 19.6 приведена зависимость W продукта от времени τ , которая называется кривой сушки. В общем случае кривая сушки состоит из нескольких участков, соответствующих различным периодам сушки. Анализ этой кривой показывает, что в начале процесса, когда влажность

материала уменьшается по кривой, имеет место кратковременный период прогрева материала. Продолжительность этого периода зависит от толщины образца. Для тонких материалов период прогрев настолько кратковременен, что на кривой сушки он не обнаруживается.

Затем влажность продукта интенсивно уменьшается по прямолинейному закону. Этот первый (I) период сушки называют периодом постоянной скорости. Для толстых образцов продуктов, характеризующихся малой теплопроводностью, при сравнительно интенсивной теплоотдаче с поверхности (например, хлеб) периода постоянной скорости сушки может не быть. Такое уменьшение влажности наблюдается до достижения первой критической влажности $W_{кр2}$ (точка K_1), после чего начинается второй период процесса сушки — период падающей (убывающей)

скорости. Здесь уменьшение влажности материала выражается некоторой кривой, которая в общем случае состоит из двух участков различной кривизны. Точка перегиба K_2 соответствует второй критической влажности $W_{кр2}$. В конце сушки кривая сушки асимптотически приближается к линии равновесной влажности, причем величина W_p соответствует данному режиму сушки. При равновесной влажности сушка прекращается – скорость сушки равна нулю. В каждом конкретном случае вид функции $W = f(\tau)$ может отличаться от приведенной на рис. 19.6 в зависимости от формы и структуры продукта, а также вида связи с ним влаги.

Кривые скорости сушки. Скорость сушки – это изменение влажности продукта в единицу времени ($dW/d\tau$). Скорость сушки определяется уменьшением влажности продукта dW за некоторый бесконечно малый промежуток времени $d\tau$, т. е. выражается отношением

$$N = dW / d\tau . \quad (19.29)$$

Кривые скорости сушки обычно строят методом графического дифференцирования по кривым сушки: скорость сушки в данный момент определяется как тангенс угла наклона касательной, проведенной через точку кривой сушки (см. рис. 19.6), соответствующую определенной влажности продукта. В частности, для I периода скорость сушки будет соответствовать $\text{tg } \psi_1 = \text{const}$ (рис. 19.6).

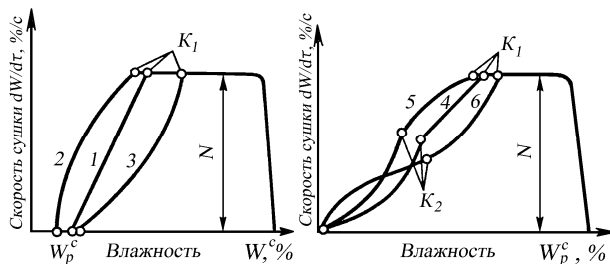


Рис. 19.7. Кривые скорости сушки: 1 – капиллярно-пористые тела с большой удельной поверхностью испарения (бумага, тонкий картон); 2 – то же, (ткани, тонкая кожа); 3 и 4 – капиллярно-пористые тела с малой удельной поверхностью испарения (керамические изделия); 4 – песок, глина; 4, 5 и 6 – сложные системы – коллоидные капиллярно-пористые тела (зерно, хлеб)

Такой метод определения скорости сушки не обеспечивает достаточной точности, особенно в конце процесса, когда кривая сушки асимптотически приближается к линии равновесной

влажности и точно провести касательную к кривой сушки трудно. Поэтому для более точного построения кривой скорости сушки нужно воспользоваться формулами табличного дифференцирования и рассчитать среднюю скорость сушки за небольшие промежутки времени.

На рис. 19.7, *а* и *б* показаны примерные кривые скорости сушки различных продуктов.

Вначале – в стадии прогрева – скорость сушки увеличивается от 0 до максимального значения N ; период постоянной скорости $N = \text{const}$. Затем (от первой критической точки K_1) начинается падение скорости сушки. В период падающей скорости характер кривой зависит от структуры материалов, размеров образца, форм связи влаги с материалом и механизма перемещения влаги. Поэтому кривые сушки различных материалов оказываются различными, что видно из рис. 19.7.

В период постоянной скорости происходит интенсивное поверхностное испарение свободной влаги. В точке K_1 (при первой критической влажности W_{kp1}) влажность на поверхности продукта становится равной гигроскопической и происходит испарение связанной влаги. Точка K_2 (вторая критическая влажность W_{kp2}) соответствует достижению равновесной влажности на поверхности продукта (внутри продукта влажность превышает равновесную). Начиная с этого момента и вплоть до установления равновесной влажности по всей толще продукта скорость сушки определяется скоростью внутренней диффузии влаги из глубины продукта к его поверхности. Одновременно вследствие высыхания все меньшая поверхность продукта остается доступной для испарения влаги в окружающую среду, и скорость сушки падает непропорционально уменьшению влажности W продукта.

Вид кривых скорости сушки в периоде убывающей скорости разнообразен (рис. 19.7). Кривые 4, 5 и 6 типичны для капиллярно-пористых материалов сложной структуры, для которых верхний участок кривой соответствует удалению капиллярной влаги, а нижний – адсорбционной. Линии 1 и 2 характерны для тонколистовых материалов с большой удельной поверхностью испарения влаги (бумага, картон, ткани, тонкая кожа и т. п.), кривая 3 – для керамических изделий, обладающих меньшей удельной поверхностью испарения и теряющих в процессе сушки в основном капиллярную влагу. Точка перегиба K_2 , соответствующая $w_{кр2}$ (кривые 4, 5, 6 на рис. 19.7), может быть выражена нечетко или отсутствовать совсем (линии 1, 2, 3 на рис. 19.7).

Скорость сушки определяет один из важнейших технологических параметров – интенсивность испарения влаги из продукта m , которая выражается количеством влаги, удаляемой с единицы поверхности материала F в единицу времени τ

$$m = W/F\tau, \quad (19.30)$$

где τ – общая продолжительность сушки.

Температурные кривые. Для анализа процесса сушки важно знать характер изменения температуры продукта T в зависимости от его влажности w , т. к. с изменением T могут изменяться свойства продукта. На рис. 19.8 приведены примерные температурные кривые сушки «тонкого» и «толстого» образцов продукта, характерные для конвективной сушки. За кратковременный период прогрева продукта его температура быстро повышается, достигая постоянного значения – температуры мокрого термометра T_m . В периоде постоянной скорости сушки (I период) вся теплота, подводимая к продукту, затрачивается на интенсивное поверхностное испарение влаги и температура материала остается постоянной, равной температуре испарения жидкости со свободной

поверхности ($\theta = T_m$).

Начиная с первой критической точки (в II периоде убывающей скорости сушки), испарение влаги с поверхности продукта замедляется и его температура начинает повышаться ($\theta > T_m$).

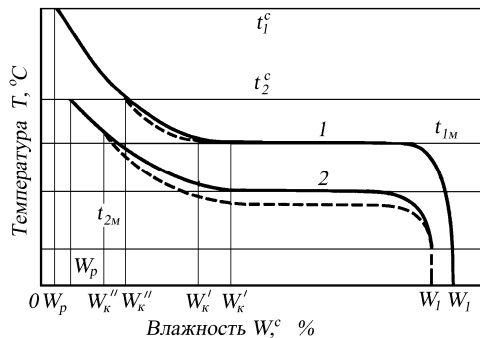


Рис. 19.8. Температурные кривые: 1 – «тонкий» образец; 2 – «толстый» образец

Когда влажность продукта достигает величины равновесной влажности (скорость влагоотдачи равна нулю), его температура становится равной температуре воздуха ($\theta = T_\theta$).

В первый период сушки, если влага внутри тонкого продукта перемещается в виде жидкости (в продукте имеется

осмотически поглощенная влага, стенки капилляров эластичны и происходит усадка материала), температура продукта примерно везде одинакова и равна температуре мокрого термометра t_m ($q_m = \text{const}$ – кривая 1 на рис. 19.8).

Температура поверхности толстого продукта равна t_m , а в центре она меньше t_m , т. е. в период постоянной скорости сушки в продукте имеется градиент температуры. В зависимости от глубины расположения зоны испарения ее температура может быть выше или ниже средней температуры продукта. Во второй период по мере углубления зоны испарения средняя температура продукта повышается и может оказаться выше температуры испарения, а температура поверхности приближается к температуре среды. Если процесс вести до достижения равновесной влажности, то в конце скорость сушки будет равна нулю, и температура тела приблизится к температуре сушильного агента.

Испарение влаги с поверхности продукта происходит вследствие диффузии пара через пограничный слой воздуха у

поверхности продукта (внешняя диффузия). Таким путем осуществляется перенос до 90 % всей влаги. Он обуславливается движущей силой – разностью парциальных давлений пара у поверхности материала p_m и в окружающей среде p_n . Помимо диффузионного потока перенос влаги будет происходить также за счет термодиффузии вследствие перепада температур в пограничном слое.

В период постоянной скорости влажность продукта больше гигроскопической, пар у его поверхности является насыщенным ($p_m = p_n$) и соответствует температуре мокрого термометра t_m . Происходит интенсивное поступление влаги из внутренних слоев продукта к его поверхности. Скорость поверхностного испарения влаги из материала может быть принята равной скорости испарения ее со свободной поверхности жидкости.

Влаго- и теплообмен между поверхностью продукта и окружающей средой. Процесс сушки продукта состоит из перемещения влаги внутри продукта, парообразования и перемещения влаги с поверхности продукта в окружающую среду. Испарение влаги с поверхности продукта создает перепад влагосодержания между последующими слоями и поверхностным слоем, что вызывает обусловленное диффузией перемещение влаги из нижележащих слоев к поверхностным. Наличие температурного градиента внутри продукта осложняет механизм переноса влаги. Под влиянием перепада температуры влага стремится переместиться внутрь тела (под влиянием термодиффузии влага перемещается по направлению потока теплоты).

В процессе сушки имеет место непрерывное перемещение влаги из внутренних слоев к поверхностным слоям продукта, вследствие чего уменьшается влажность не только на поверхности, но и в глубине продукта. При испарении влаги с поверхности продукта внутри него возникает градиент влажности, что обеспечивает дальнейшее перемещение влаги

из внутренних слоев продукта к его поверхности (внутреннюю диффузию влаги). Скорость перемещения влаги внутри материала зависит от формы связи ее с материалом, поэтому процесс сушки является физико-химическим.

Характер протекания процесса сушки определяется механизмом перемещения влаги внутри продукта, энергетикой испарения и механизмом перемещения влаги с поверхности продукта в окружающую среду через так называемый пограничный слой, расположенный у поверхности продукта.

Общий поток влаги внутри продукта равен:

$$j = a_m \rho_o \nabla u - a_m T \rho_o \nabla T - k_p \nabla p, \quad (19.31)$$

где a_m – коэффициент диффузии влаги; ρ_o – плотность сухого скелета тела.

Последний член ($k_p \nabla p$), характеризующий молярный перенос влаги под влиянием градиента давления, при сушке нагретым воздухом при $t_c < 100$ °С обычно отсутствует ($p = \text{const}$).

Скорость диффузии пара с поверхности продукта в окружающую среду определяется разностью химических потенциалов влажного воздуха у поверхности продукта μ_n и в окружающей среде μ_c . Поэтому на границе поверхности продукта с окружающей средой имеет место уравнение баланса массы влаги

$$-a_m \rho_n (\nabla u + \delta \nabla t)_n = \alpha_\mu (\mu_n - \mu_c) = j_n, \quad (19.32)$$

где a_μ – коэффициент влагообмена, отнесенный к разнице химических потенциалов; j_n – интенсивность испарения (индекс «п» обозначает поверхность продукта, а «с» — окружающую среду).

В периоде постоянной скорости сушки перепад влажности внутри продукта столь велик, что лимитирующее влияние на скорость сушки имеет скорость поверхностного испарения (внешняя диффузия). После того как влажность на поверхности снижается до гигроскопической и продолжает уменьшаться, т.

е. в периоде убывающей скорости сушки, определяющее значение для скорости процесса приобретает внутренняя диффузия влаги. Явление переноса влаги внутри продукта носит название *влагопроводности*.

При некоторых видах сушки (например, контактной, радиационной или ТВЧ-сушке) в толще продукта, помимо градиента влажности, возникает значительный температурный градиент, влияющий на перемещение влаги внутри продукта. Это явление, которое носит название *термовлагопроводности*, создает поток влаги, параллельный потоку теплоты. В условиях конвективной сушки явление термовлагопроводности может оказывать некоторое противодействие перемещению влаги из глубины к поверхности продукта только в период падающей скорости при удалении влаги из толщи продукта.

Конвективные сушилки. Пусть на сушку поступает G_1 , кг/ч, исходного продукта, имеющего температуру t_1 °С. В сушилке из продукта испаряется W , кг/ч, влаги и из сушилки удаляется G_2 , кг/ч, высушенного продукта при температуре t_2 , °С.

В сушилку подается влажный воздух, содержащий L , кг/ч, абсолютно сухого воздуха. Перед калорифером воздух имеет энтальпию I_0 , Дж/кг, сухого воздуха, после нагрева; т. е. на входе в сушилку, энтальпия воздуха повышается до I_1 , Дж/кг, сухого воздуха. В процессе сушки в результате передачи теплоты продукту, поглощения испаряющейся из продукта влаги и потерь теплоты в окружающую среду энтальпия воздуха изменяется, и на выходе из сушилки энтальпия отработанного воздуха равна I_2 , Дж/кг, сухого воздуха.

Устройство сушилок

Классификация сушилок. Для сушки пищевых продуктов применяют разнообразные сушилки, которые классифицируются:

-
- *по величине давления в рабочем пространстве* на атмосферные, вакуумные, под избыточным давлением;
 - *режиму работы* на периодического или непрерывного действия;
 - *виду теплоносителя* на воздушные, на дымовых или инертных газах, на насыщенном или перегретом паре, на жидких теплоносителях;
 - *направлению движения теплоносителя относительно материала* на прямоточные, противоточные, с перекрестным током, реверсивные;
 - *характеру циркуляции теплоносителя* с естественной и принудительной циркуляцией;
 - *способу нагревания теплоносителя* с паровыми воздухоподогревателями, топочными устройствами, с электронагревателями, комбинированные;
 - *краткости использования теплоносителя* прямоточные или рециркуляционные;
 - *способу подвода теплоты к материалу* конвективные, контактные, с лучистым нагревом (радиационные), с нагревом токами высокой частоты; с акустическим или ультразвуковым нагреванием, сублимационные, комбинированные;
 - *виду высушиваемого материала* для крупнодисперсных, тонкодисперсных, пылевидных, ленточных, пастообразных материалов, жидких растворов или суспензий;
 - *гидродинамическому режиму* с плотным неподвижным слоем, перемешиваемым слоем, взвешенным слоем (псевдоожиженный слой, фонтанирующий слой, пневмотранспорт, закрученные потоки), с распылением в потоке теплоносителя;
 - *конструкции* на шахтные, ленточные, камерные, барабанные, туннельные, шнековые и т. д.

Барабанные сушилки. Барабанная сушилка представляет собой сварной цилиндр – барабан, на наружной поверхности которого укреплены бандажные опоры, кольца жесткости и приводной зубчатый венец; ось барабана может быть наклонена к горизонту на угол до 4° (рис. 19.9). Барабан приводится во вращение электродвигателем через зубчатую передачу и редуктор.

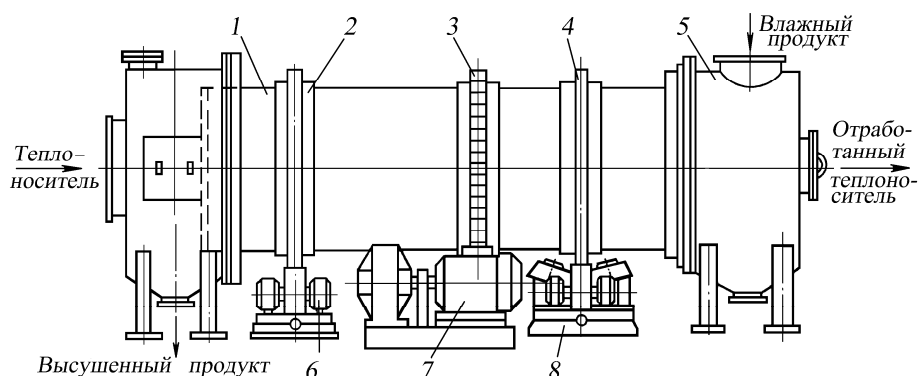


Рис. 19.9. Барабанная сушилка: 1 – барабан; 2, 4 – бандажи; 3 – венцовая шестерня; 5 – загрузочный бункер; 6 – опорная станция; 7 – привод; 8 – опорно-упорная станция

Барабанные сушилки предназначены для сушки сыпучих материалов топочными газами или нагретым воздухом. К барабанным относятся горизонтальные цилиндрические сушилки с вращающимся или неподвижным корпусом. В первом случае вместе с барабаном вращается внутренняя насадка, обеспечивающая перемешивание материала, во втором – специальное перемешивающее устройство. По способу подвода теплоты барабанные сушилки делятся на конвективные (прямого действия), контактные (непрямого действия) и комбинированные (смешанного действия).

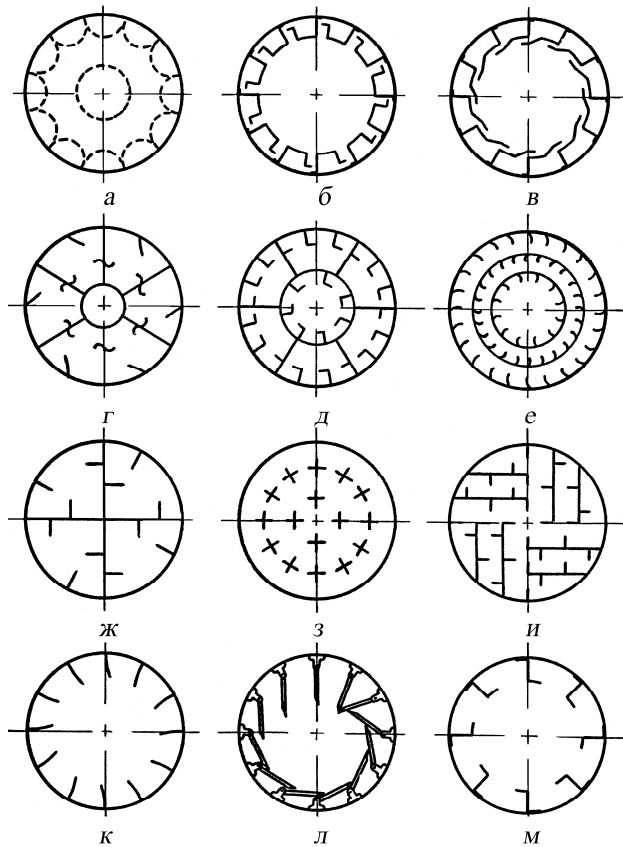


Рис. 19.10. Внутренние насадки барабанных сушилок: *а* – канальная полуцилиндрическая сетчатая; *б* – канальная трапецидальная; *в* – канальная щелевая фасонная; винтовая распределительная (приемно-винтовая); *г* – распределительная с закрытыми ячейками; *д, е* – лопастная секторная; *ж, з, к, м* – подъемно-лопастная; *и* – распределительная; *л* – самоочищающаяся с прямыми поворотными лопатками

Продукт подается в барабан питателем, перемешивается лопастями внутренней насадки, расположенной вдоль почти всей длины барабана.

Газы и продукт особенно часто движутся прямотоком, что помогает избежать перегрева продукта, в этом случае наиболее горячие газы соприкасаются с продуктом, имеющим наибольшую влажность. Чтобы избежать усиленного уноса пыли с газами последние просасываются через барабан со средней скоростью, не превышающей 2...3 м/с.

РАСПЫЛИТЕЛЬНАЯ СУШКА

Распылительная сушка применяется, если необходимо получить из высушиваемого материала порошкообразный

сухой продукт. Распылением сушат жидкие и пастообразные концентрированные растворы. Высушиваемые материалы специальными приспособлениями (вращающимися дисками, форсунками) диспергируют в камере и высушивают в потоке теплоносителя (нагретого воздуха, перегретого пара). Благодаря развитой поверхности диспергированных частиц процесс протекает практически мгновенно, поэтому можно использовать высокие температуры газов, не опасаясь ухудшения качества продукта. Сухой продукт в виде порошка падает на дно сушильной камеры, откуда непрерывно удаляется. Мелкодисперсная часть высушенных частиц захватывается отработанным сушильным агентом и выделяется из него в пылеотделителях (матерчатых фильтрах, циклонах, скрубберах и т. д.).

Распылительная сушка обладает следующими преимуществами: процесс сушки протекает очень быстро (обычно 15...30 с), в результате чего получается готовый продукт хорошего качества с высокой степенью дисперсности и повышенной растворимостью; можно регулировать состав высушенного продукта, состоящего из ряда различных компонентов.

Распылительная сушка имеет следующие недостатки: большие удельные габариты сушильной установки, дорогое и сложное оборудование для распыления и выделения высушенного продукта из отработанных газов; повышенный расход электроэнергии, обусловленный затратами на распыление и увеличенным расходом воздуха.

При сушке обычно используют три метода распыления: механическими форсунками, пневматическими форсунками и центробежными дисками.

Распыление механическими форсунками проводят при давлении 3,0...20,0 МПа. Качество распыления определяется турбулентностью струи. Турбулизация струи увеличивается, если ей придается вращательное движение.

Форсунка для тонкого диспергирования растворов состоит из головки 1, прокладки 2, корпуса 3 и насадки 4 (рис 19.17, а). Она работает под давлением от 5,0 до 15,0 МПа. Диаметр выходного отверстия может быть 0,8; 1,0; 1,2; 1,5 мм. На насадке для закручивания потока нарезаны тангенциальные канавки. Изменяя скорость раствора в канавках, можно регулировать угол раскрытия факела

Преимущества и недостатки пневматического распыления. С помощью пневматических форсунок можно распыливать растворы практически с любой вязкостью. Пневматические форсунки надежны в эксплуатации, просты по устройству; можно легко изменять форму факела распыла в нужном направлении.

К недостаткам этого метода распыления необходимо отнести, в первую очередь, большой расход электроэнергии (50...60 кВт на 1 т раствора), трудность получения удовлетворительного распыла при большой производительности форсунки. Сам распыл неоднороден, что объясняется неравномерным распределением энергии сжатого воздуха по сечению струи раствора.

Сушильные камеры. В зависимости от технологических требований сушку растворов проводят при параллельном, противоположном и смешанном токе материала и агента сушки. Большинство сушилок работают по принципу параллельного тока, обеспечивающего интенсивную и экономическую сушку с получением продукта высокого качества.

Противоточное движение материала и газов применяют, например, при совмещении сушки с прокалкой, при получении продукта с большой насыпной плотностью и т. д. Опытами установлено, что при повышении начальной температуры газов в параллельно-точной сушилке насыпная плотность продукта уменьшается вследствие раздутия частиц. Большое значение при сушке распылением имеет равномерное распределение

газа по всему сечению камеры и быстрое смешение его с распыленными каплями раствора. Скорость смешения газа и раствора в данном случае приобретает особое значение, т.к. длительность сушки очень мала. Равномерное и быстрое распределение газов по сушильной камере и между каплями раствора зависит от способа ввода и вывода газов из камеры.

Конструкции сушильных камер при распылении жидкостей центробежными дисками и форсунками резко отличаются. На рис. 19.24 приведены схемы наиболее распространенных форсуночных сушильных камер.

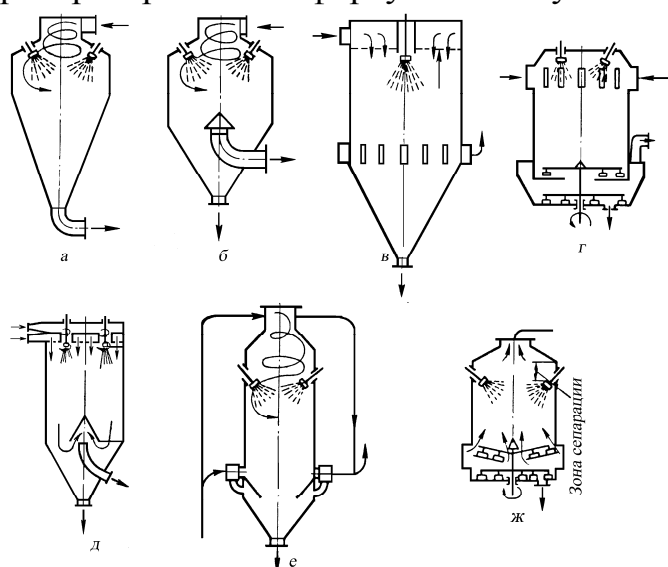


Рис. 19.24. Схемы форсуночных сушильных камер: а – с центральным закрученным подводом теплоносителя (прямоточная); б – с центральным подводом теплоносителя и раздельным отводом газов и продукта; в – с равномерным распределением газов по сечению через газораспределительную решетку; г – с радиальным (по периферии) подводом теплоносителя и центральным отсосом; д – с локальным подводом газов к форсунке; е – с параллельным и противоточным движением газов и теплоносителя; ж – с центральным и периферийным подводом теплоносителя и отводом газов по центру (противоточная)

Основную часть газов подают непосредственно к форсунке; в некоторых случаях поток закручивается. Затопленные струи газа и факел распыла создают циркуляцию материала, который может налипать на верхнее перекрытие камеры. Чтобы избежать этого, остальное количество газов подают равномерно по всему сечению камеры через решетку.

Описанный способ ввода газов более сложен, чем другие, но при этом значительно интенсифицируется процесс сушки.

. СУБЛИМАЦИОННАЯ СУШКА

Основы сушки сублимацией. Метод сублимационной сушки пищевых продуктов основан на способности льда при определенных условиях испаряться, минуя жидкую фазу, т. е. возгоняться.

Чтобы понять сущность этого метода, рассмотрим изменение состояния воды на диаграмме давление–температура (p – T) (рис. 19.28).

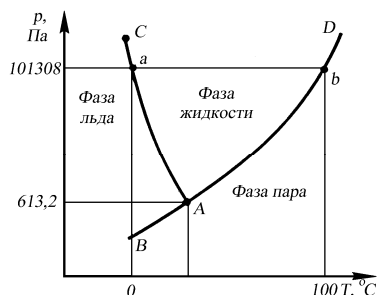


Рис. 19.28. Диаграмма p – T фазового состояния воды

По левую сторону линии BAC лежит область твердой фазы (льда), а сама линия BAC является границей, которая разделяет на участке AC твердую фазу (лед) и жидкую фазу (воду) и на участке BA твердую фазу и фазу газа (пара). По левую сторону от линии BAC всегда будет находиться лед, по правую сторону — до точки A , соответствующей давлению 613,2 Па, вода, а ниже точки A — пар.

Таким образом, если при давлении выше точки A (613,2 Па) подводить теплоту ко льду, то он должен сначала превратиться в воду, а при дальнейшем подводе теплоты вода начинает испаряться, переходя в газообразную фазу (пар).

Если давление ниже точки A , то, как видно из диаграммы, лед при подводе теплоты может перейти только в газообразное состояние (пар), минуя состояние жидкости.

Точка A , так называемая тройная точка, характеризует состояние веществ, при котором возможно существование всех трех его фаз одновременно (твердое тело–жидкость–газ или применительно к воде: лед–вода–пар). Выше этой точки существуют в зависимости от температуры все три фазы, причем определенным температурам соответствует

определенная фаза. Ниже точки *A* возможно только два состояния вещества (воды) – твердое и газообразное.

Сущность сублимационной сушки и заключается в возгонке льда (воды, превратившейся в кристаллы льда) при давлении паров окружающей среды ниже тройной точки (точки *A*). Такая возгонка льда в пар способствует сохранению формы высушиваемого продукта. Усадки его, что наблюдается при тепловой сушке, не происходит, и продукт после сушки сохраняет свои линейные размеры.

При оводнении такого продукта вода быстро заполняет поры, откуда во время сушки был сублимирован лед, и продукт быстро восстанавливается. Высушенные методом сублимации продукты сохраняют свои исходные качества, экстрактивные вещества, ферменты и витамины. По вкусовым качествам восстановленные продукты мало отличаются от продуктов, не подвергавшихся сушке.

Сушка сублимационным методом при современном состоянии техники обходится дороже тепловой, поэтому сублимации целесообразно подвергать те продукты, которые невозможно без явной потери качества высушить методом тепловой сушки. К ним относится, например, творог, при сушке которого тепловым способом получают явно негодный продукт, или мясо кусочками, которое также невозможно получить тепловой сушкой без потери качества. Методом сублимации целесообразно сушить целые плоды и ягоды.

Сушку этим методом осуществляют в специальном аппарате – сублиматоре, представляющем собой герметически закрываемый сосуд, в котором расположены полки с помещаемым на них продуктом, к полкам с помощью различных устройств подводится теплота.

Сублиматор соединен широкой трубой с другим сосудом – десублиматором, где за счет добавочного охлаждения пары

сублимированного льда опять превращаются в лед, намораживаясь на охлаждаемые поверхности (трубы).

В системе сублиматор – десублиматор специальными вакуум-насосами поддерживают глубокий вакуум. Сушку в такой системе осуществляют следующим образом. Подготовленный продукт раскладывают на лотки и замораживают в скороморозильном аппарате; затем лотки с продуктом помещают в сублиматор, который герметически закрывают.

Если на предприятии нет скороморозильного аппарата, лотки с продуктом можно без предварительного замораживания размещать в сублиматоре. В этом случае при создании глубокого вакуума продукт в результате испарения влаги замерзнет, произойдет так называемое самозамораживание.

Герметически закрыв сублиматор, системой вакуум-насосов создают в нем разрежение (остаточное давление в сублиматоре должно быть 13,3...66,7 Па), и только при достижении вакуума к продукту с помощью нагревательных элементов подводят тепло. Образующийся в результате возгонки льда пар поступает в десублиматор, где намораживается на трубы, охлаждаемые специальным хладагентом (чаще всего аммиаком). В это время температура продукта находится в пределах от минус 10 до минус 20 °С. Такая сушка продолжается 8...10 ч (в зависимости от продукта), затем температура повышается и удаление остаточной влаги происходит при плюсовых температурах.

Полное время сушки равно 11...12 ч (мясо). Конечная влажность продукта должна быть 4...5 %. Таким образом, сушка продукта на сублимационной установке может быть разбита на три периода. Первый период – самозамораживание продукта, когда он теряет в зависимости от условий и структуры первоначальную легко отдаваемую влагу (3...4 %). Второй период – сушка продукта в замороженном состоянии –

период сублимации (лиофилизация), за это время из продукта удаляется до 80 % влаги. Последний, третий, период – это тепловая сушка, осуществляемая при плюсовых температурах. Для получения доброкачественного продукта очень важно, чтобы период тепловой сушки наступил как можно позже и продолжался как можно меньше и чтобы плюсовые температуры не повышались до пределов, при которых разрушались бы биологически активные вещества (витамины, ферменты и пр.) и происходила возгонка ароматических веществ.

Конструкция сублимационной установки должна обеспечивать не только нормальное течение собственно сублимации, но и условия, необходимые для правильного проведения третьего периода сушки, при этом решающее значение имеет способ подвода к продукту теплоты.

В настоящее время в сублимационных установках применяют три основных способа подвода теплоты. Первый способ состоит в использовании пустотелых плит, которые могут предельно близко приближаться к продукту. Теплоносителем для нагрева плит служит горячая вода, этиленгликоль и любая другая инертная жидкость, обладающая большой теплоемкостью и теплоотдачей. Второй способ заключается в применении для нагрева продукта так называемых тэнов – нагревателей в виде пластин различных размеров, обогреваемых электроэнергией, пропускаемой через проволоку большого сопротивления. Третий способ подвода теплоты – применение кварцевых ламп инфракрасного излучения.

Промышленное значение пока имеет первый способ, он позволяет подводить теплоту к продукту как радиационно, так и контактно.

Вопрос подвода тепла, казалось бы такой простой в условиях атмосферной сушки, при сублимации становится очень сложным, т.к. законы тепло- и массообмена, хорошо

изученные при тепловых методах сушки, не относятся к сушке в условиях глубокого вакуума. К высушиваемому продукту должно подводиться такое количество теплоты, которое обеспечивало бы компенсацию теплоты, теряемой продуктом вследствие превращения льда в пар.

Излишне подведенная теплота может вызвать преждевременное оттаивание продукта, что крайне нежелательно, т.к. приведет к порче его.

Недостаточное количество теплоты, подводимой к продукту во время сушки, замедлит скорость сушки и в некоторых случаях может привести к ее остановке. В процессе сублимации по мере высыхания внешнего слоя продукта подвод теплоты к зоне льда затрудняется, в связи с чем необходимо в этот момент усилить температуру генератора теплоты. Однако здесь надо иметь в виду, что чрезмерное повышение температуры источников нагрева может привести к перегреву уже высохших внешних слоев продукта и даже к их подгоранию.

Таким образом, подвод теплоты в зону сублимации сквозь уже высушенный продукт снижает скорость сушки.

Наиболее распространен кондуктивный метод подвода теплоты с помощью пустотелых плит, прижимаемых к продукту, разложенному на противнях и накрытому сетками для возможности эвакуации образующегося пара.

Несмотря на предельное приближение плит к противню и к сетке, всегда может быть неплотное прилегание плиты к противню и противня к продукту. В этих неплотностях образующаяся разреженная среда (в вакуум-системе) представляет сопротивление теплопроводности. Кроме того, подвод теплоты только к внешнему слою высушиваемого продукта и при постепенном его высыхании – через высохший слой к внутренней зоне сублимации, заставляет ограничивать толщину высушиваемого продукта и температуру теплоносителя в полках (50...70 °C).

Перспективным следует считать нагрев с помощью инфракрасного излучения. Это излучение способно проникать в высушиваемый материал на различную глубину, что может обеспечить подвод тепла равномерно по всей глубине зоны сублимации и исключить перегрев поверхности продукта. При таком способе подвода теплоты исключается необходимость плотного прилегания источников энергии к высушиваемому материалу.

Источником инфракрасного излучения могут быть различные плиты, нагреваемые каким-либо теплоносителем, или тэны (темные излучатели), или различные ламповые излучатели (светлые излучатели).

В ближайшем будущем радиационный подвод теплоты с помощью различных теплоизлучателей при сублимационной сушке получит широкое применение благодаря равномерности нагрева высушиваемого материала, надежности в работе, возможности применения излучателей с малой тепловой энергией.

Существенным моментом при сублимационной сушке является удаление из сублиматора образующегося пара.

Наиболее простой способ удаления, применяемый при вакуумном выпаривании, – откачка паров вакуум-насосами – здесь явно непригоден, так как при давлении среды 66,5 Па, при котором ведется сублимация льда, объем образующегося пара в 10 000 000 раз больше объема льда, и нужно строить мощнейшие парожektorные насосы, требующие для работы пар давлением до 1 МПа. При работе таких насосов расходуется до 10 кг пара и 800 кг воды на 1 кг испаренной влаги.

Удаление влаги с помощью абсорбентов также имеет ряд существенных недостатков: необходимость регенерации сорбента, повышение давления водяного пара над поверхностью поглощения и др. В связи с этим указанный метод не имеет промышленного значения.

Самый распространенный способ удаления пара в процессе сублимации – его десублимация на охлаждаемых поверхностях (трубах).

Десублиматор (или конденсатор-вымораживатель) располагается между сублиматором и системой вакуум-насосов. Паровоздушная смесь, проходя через десублиматор, оставляет влагу, намороженную в виде льда на охлаждаемые до минус 40 °С поверхности, и в вакуум-насос поступает только ничтожная часть неконденсирующихся газов.

В настоящее время разработано множество конструкций конденсаторов, однако систематизации их по эффективности действия не проводилось. Сложность создания эффективно действующих десублиматоров заключается в том, что пары влаги, минуя жидкую фазу, непосредственно осаждаются в виде льда (твердой фазы), вследствие чего лед неравномерно распределяется по поверхности конденсатора. Кроме того, этот процесс идет неравномерно по времени и постепенно затухает. Существенную роль играют размеры и форма самих десублиматоров и расположение в них охлаждаемых поверхностей.

К недостаткам конденсаторов-вымораживателей относится необходимость периодического освобождения намораживающих поверхностей ото льда, что обуславливает периодичность их работы.

Для оттаивание льда десублиматор заливают горячей водой, которую затем направляют в канализацию, или подают в трубы охлаждаемой поверхности вместо хладагента какой-либо теплоноситель. Последний способ требует большего времени.

При десублимации пара в лед выделяется теплота, равная теплоте испарения воды и теплоте льдообразования. При температуре минус 20 °С, при которой обычно ведется процесс сублимации, теплота десублимации пара равна 2881 Дж/кг.

Она теплота отводится из десублиматора с помощью хладагента (обычно аммиака или фреона).

Сублимационные сушилки. Наиболее современной и надежной в работе является сублимационная сушилка УСС-5 (рис. 19.29). Основной элемент установки – сублиматор, представляющий собой горизонтальный цилиндр. Торцы сублиматора заканчиваются полусферическими крышками, закрываемыми и открываемыми специальными гидроагрегатами. С обеих сторон цилиндра по образующим приварены четыре патрубка для подсоединения вакуумной линии сублиматора и десублиматора. На внешней стороне обечайки сублиматора размещаются вентиль для напуска воздуха (или азота) при девакуумировании, четыре герметических ввода для пропускания через стенки сублиматора проводов термопар, малый цилиндр гидросистемы прижима крышек и четыре люка для стыковки внутри сублиматора внешних и внутренних проводов термопар. Внутри сублиматора установлены нагревательные элементы, набранные из отдельных горизонтально расположенных полых плит с лабиринтными перегородками. Подача и вывод теплоносителя из плит осуществляется через сильфонные патрубки. Установка снабжена тремя сублиматорами.

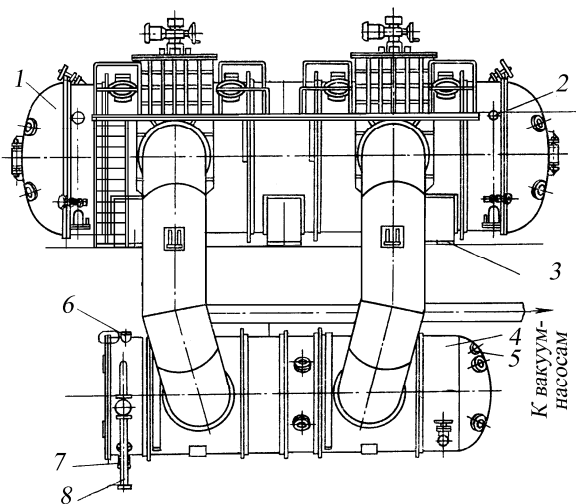


Рис. 19.29. Сублимационная сушилка УСС-5: 1 – сублиматор; 2 – ввод теплоносителя; 3 – выход теплоносителя; 4 – десублиматор; 5 – ввод воды; 6 – выход газообразного аммиака; 7 – ввод жидкого аммиака; 8 – вывод воды

Десублиматор представляет собой полый горизонтально расположенный цилиндрический теплообменный аппарат. Он состоит из корпуса, заканчивающегося с одной стороны неразъемной эллиптической

крышкой, а с другой - плоской крышкой из двух полукругов. Цилиндр разделен плоской вакуумно-плотной перегородкой вдоль на две половины, работающие как самостоятельные камеры. Обе камеры оборудованы секциями из вертикально расположенных труб, внутрь которых может подаваться хладагент (аммиак).

Десублиматор соединен с сублиматором четырьмя (по два на каждую камеру) патрубками, оборудованными шиберными вакуум-затворами, которыми можно отделить десублиматор от сублиматора. Десублиматор имеет три смотровых окна, патрубки для подвода внутрь воды и слива ее в канализацию после размораживания льда. Он соединен вакуум-проводом (каждая камера отдельно) с системой откачки воздуха. В установке три десублиматора. Система откачки состоит из девяти вакуум-насосов и обеспечивает создание вакуума до 66,7 Па.

В качестве теплоносителя используется дифенильная смесь, которая нагревается в отдельно стоящем котле и системой насосов прокачивается через полые плиты, установленные в сублиматоре.

Каждый из сублиматоров и десублиматоров может работать самостоятельно. Работа сублиматоров периодическая, с автономным регулированием и поддержанием основных технологических параметров процессов, осуществляемым с пульта управления.

Сублимационная сушилка. Установка для сушки пищевых продуктов сублимацией (рис. 19.30) состоит из сушильной камеры 1, конденсатора 2, форвакуумного насоса 3, холодильного компрессора 4 (со вспомогательным оборудованием), а также оборудования для подготовки горячей воды и подачи ее в плиты камеры.

Сушильную камеру (сублиматор) изготавливают из стальных листов. Она имеет прямоугольную или цилиндрическую форму, удобную для загрузки и выгрузки

продукта, а также для наблюдения. В сублиматоре имеются полки, на которые укладывают противни с продуктом. Если теплоносителем является горячая вода или пар, то полки изготавливают полыми и пропускают теплоноситель через полости всех полок. Если в качестве теплоносителя применяют электрический ток, то полки делают сплошными, а вдоль стенок сублиматора устанавливают нагреватели (например, лампы накаливания или электроспирали).

Более равномерное нагревание продукта достигается при обогреве плит паром под вакуумом либо при применении радиационного подогрева или токов высокой частоты.

Сублиматор соединен с трубчатым или скребковым конденсатором, в котором происходят конденсация и льдообразование паров влаги. В качестве охлаждающего агента в конденсаторе применяют рассол, предварительно охлажденный до $-20...-25\text{ }^{\circ}\text{C}$, либо аммиак, имеющий такую же температуру.

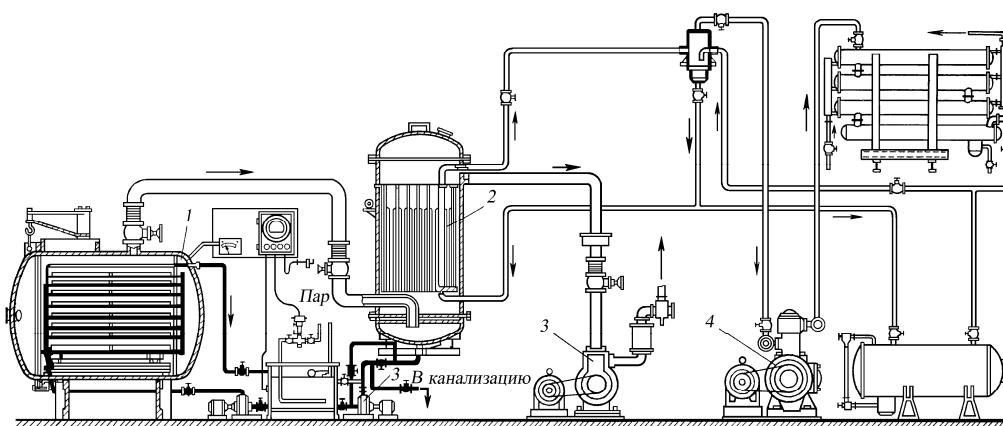


Рис. 19.30. Сублимационная сушиллка: 1 – сушильная камера; 2 – конденсатор; 3 – вакуум-насос; 4 – холодильный компрессор

Для нормального протекания процесса температура стенок конденсатора должна быть ниже температуры продукта на $20...30\text{ }^{\circ}\text{C}$ при достаточно развитой поверхности охлаждения.

Лед из паров продукта, образующийся на поверхности охлаждения конденсатора, удаляется скребками или путем оттаивания (в последнем случае требуется не менее двух конденсаторов).

Форвакуумные насосы предназначены для удаления воздуха из всей системы и создания необходимого вакуума в начале процесса. При установившемся процессе они удаляют воздух (газы), выделяющийся из продукта, абсорбированного на стенках, а также воздух, проникающий в систему извне.

В целях сокращения времени создания первичного вакуума и экономии энергии обычно устанавливают два форвакуумных насоса: один большой мощности, создающий первоначальный вакуум в системе, и второй меньшей мощности для откачивания воздуха во время работы сублиматора.

Производительность форвакуумных насосов должна обеспечивать создание в системе остаточного давления 66,7 Па. Для этой цели применяют ротационные масляные форвакуумные насосы.

При помощи холодильных компрессоров получают низкие температуры в конденсаторах. Производительность компрессоров зависит от количества теплоты, отбираемой от конденсируемой влаги в конденсаторах.

Сушильная установка снабжена контрольно-измерительными приборами, показывающими остаточное давление в камере, температуру продукта, а также температуру на поверхности трубок конденсатора.

Для создания и поддержания вакуума в сублиматорах могут быть применены многоступенчатые (двух-, трех- и четырехступенчатые) паровые эжекторные вакуум-насосы.

Для экономии расхода пара перед основным конденсатором параллельно ему устанавливают два или три многоступенчатых эжектора, работающих одновременно только в начале сушки, когда необходимо удалять большое

количество паров. Затем вспомогательные эжекторы выключают, оставляя работать только один главный. Неконденсируемые газы удаляют из конденсатора трехступенчатым пароструйным эжектором.

Паровые эжекторные вакуум-насосы по сравнению с холодильными установками и механическими вакуум-насосами имеют следующие преимущества: меньшая стоимость оборудования и обслуживания; меньший расход электроэнергии. Однако расход пара при этом составляет 10 кг на 1 кг испаряемой влаги, а расход охлаждающей воды в конденсаторе очень высок.

При сушке продукт на противнях помещается в сушильную камеру, в которой затем создается вакуум (остаточное давление 133,3...266,6 Па). При таком вакууме влага из продукта испаряется при -10...-15 °С.

В полые плиты сублиматора непрерывно подводится горячая вода температурой около 40 °С. Интенсивность испарения увеличивается в двух случаях: при увеличении количества теплоты, подводимой к продукту; при повышении скорости удаления образовавшихся паров. Последняя зависит от разности между давлениями пара у поверхности материала и конденсатора. При этом давление в конденсаторе должно быть вдвое меньше, чем в сублиматоре.

После окончания сушки систему выключают, и продукт выгружают из сублиматора.

При проектировании необходимо стремиться до минимума сокращать длину трубопроводов и располагать сублиматоры как можно ближе к конденсатору-вымораживателю. Чтобы уменьшить путь паров, конденсационные плиты иногда помещают внутри сублимационной камеры. Для непрерывной работы сублимационной установки применяют входной и выходной затворы в сублимационной камере.

ЛЕКЦИЯ 21.

Сорбционные процессы.

ПЛАН.

АБСОРБЦИЯ

.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О ПРОЦЕССЕ, ОБЛАСТЬ ПРАКТИЧЕСКОГО ПРИМЕНЕНИЯ.

..2. СТАТИКА ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ.

3.МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС АБСОРБЦИИ.

4.. КИНЕТИКА АБСОРБЦИИ.

5.ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА КОЭФФИЦИЕНТЫ МАССООТДАЧИ.

6.СПОСОБЫ ОРГАНИЗАЦИИ ДВИЖЕНИЯ ФАЗ ПРИ АБСОРБЦИИ.

7. ОСНОВНЫЕ ТИПЫ АБСОРБЦИОННЫХ АППАРАТОВ

Абсорбция – поглощение газа или пара жидкостью. Вследствие различий химических и физических свойств газы и пары имеют разную растворимость в жидкостях. На этом различии основано широкое распространение абсорбции как метода разделения газовых смесей с целью извлечения ценного компонента или удаления вредной примеси. Если жидкость и поглощаемый ею газ вступают в химическое взаимодействие, то процесс называется хемосорбцией.

Абсорбция относится к обратимым процессам. Выделение газа, поглощенного жидкостью, называется десорбцией. Последовательное проведение абсорбции и десорбции позволяет многократно использовать абсорбент и выделять газовый компонент.

Для получения газа в чистом виде десорбцию проводят при подогреве абсорбента или снижении давления над абсорбентом отгонкой в потоке инертного газа или водяного пара. Для регенерации абсорбента после проведения хемосорбции применяют химические методы или термическое воздействие.

В промышленности применяют абсорбцию для получения растворов кислот серной, соляной, азотной; выделения ценных компонентов из газовых смесей; очистки газовых выбросов от вредных примесей и неприятно пахнущих веществ, осушки газов.

Аппараты, в которых осуществляют процесс абсорбции, называются **абсорберами**.

Понижение температуры и повышение давления в

аппарате положительно влияют на процесс абсорбции. Вместе с тем эксплуатация аппаратуры под высоким давлением в промышленных условиях нежелательна, поэтому в большинстве случаев абсорбцию осуществляют при атмосферном или небольшом избыточном давлении (0,05...0,30 МПа). Возрастание температуры способствует интенсификации процесса десорбции, поэтому, чтобы уменьшить расход поглотителя, температуру необходимо поддерживать на возможно низком уровне.

Например, в промышленных условиях диоксид углерода абсорбируют водой (при высоком содержании CO_2), метанолом, моноэтаноламином, водными растворами карбонатов (K_2CO_3), щелочами (NaOH , KOH). Водная абсорбция проводится при давлении 1,5...2,5 МПа. При абсорбции метанолом температуру поддерживают не выше -20°C . При растворении CO_2 в этаноламинах, щелочах и карбонатах имеет место хемосорбция. Для поглощения диоксида серы SO_2 используют воду, растворы соды, сульфита и бисульфита аммония, органические поглотители. Абсорбцию аммиака ведут водой, в производстве кальцинированной соды – раствором хлористого натрия. Пары спиртов (этилового, метилового), ацетона абсорбируют водой при атмосферном давлении.

.. СТАТИКА ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ

Как известно, молекулы жидкости и газа постоянно находятся в хаотическом движении, обладая определенной кинетической энергией, причем молекулы газа более подвижны и амплитуда элементарных перемещений молекул газа больше по сравнению с молекулами жидкости. На границе контакта фаз системы газ-жидкость молекулы газа непрерывно переходят в жидкость и обратно. Скорость абсорбции зависит от концентрации поглощаемого компонента или его

парциального давления в газовой фазе. Если скорости обоих процессов равны, то имеет место динамическое равновесие. Такому состоянию системы соответствуют определенные концентрации компонента в газовой и жидкой фазах, называемые *равновесными концентрациями*.

.. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС АБСОРБЦИИ

При составлении материального баланса концентрации компонента в газовой и жидкой фазах выражают в относительных концентрациях: Y , кг/кг, инертного газа, X , кг/кг, растворителя:

$$Y = \frac{y}{1-y} \frac{M_k}{M_{ин}} \quad \text{и} \quad X = \frac{x}{1-x} \frac{M_k}{M_p}, \quad (20.13)$$

где $M_k, M_{ин}, M_p$ – молекулярные массы растворяемого компонента, инертного газа и растворителя.

Процесс абсорбции (рис. 20.2) характеризуют тремя стадиями:

- подходом молекул абсорбируемого компонента из основной массы газа непосредственно к поверхности раздела фаз;
- растворением молекул газа в поверхностном слое жидкости;
- переходом растворенных молекул из поверхностного

слоя в основную массу жидкости.

Движущая сила первой стадии – разность концентраций абсорбируемого компонента в основной массе газа y и в газе, непосредственно контактирующем с жидкостью y' , причем $y' < y$. Этот переход

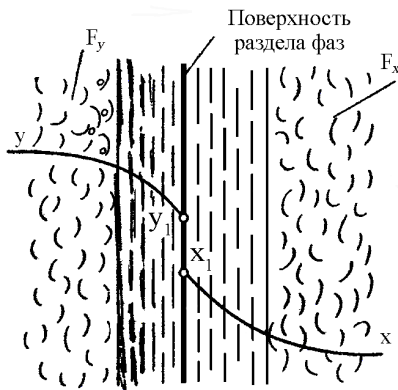


Рис. 20.2. Механизм процесса абсорбции

компонента имеет диффузионную природу, его скорость выражается уравнением

$$M_1 = \beta_y F (y - y'), \quad (20.22)$$

где M_1 – количество поглощаемого компонента, переносимого в единицу времени из газа к поверхности жидкости; β_y – коэффициент массоотдачи в газовой фазе; F – площадь поверхности соприкосновения фаз (поверхность жидкости).

Вторая стадия процесса абсорбции (растворение) идет с высокой скоростью и не влияет на суммарную скорость процесса, лимитируемую наиболее медленной стадией. Принимают, что на поверхности раздела фаз существует состояние равновесия и выполняется равенство

$$y' = mx'. \quad (20.23)$$

Движущая сила третьей стадии – разность концентраций растворенного газа в поверхностном слое x' и в основной массе жидкости x , аналогично первой стадии скорость процесса описывается выражением

$$M_2 = \beta_x F (x - x'), \quad (20.24)$$

где M_2 – количество поглощаемого компонента, переносимого в единицу времени с поверхности жидкости в основную ее массу, кг/(м²·с); β_x – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, кг/(с·м²·мол. доля).

ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА КОЭФФИЦИЕНТЫ МАССООТДАЧИ

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе зависит от коэффициента диффузии, физических свойств газовой смеси (плотности, вязкости) и гидродинамических условий движения газа: чисел Re, Ar, Eu, Pe, Fo. В справочной литературе приводятся эмпирические зависимости для вычисления величины β_y , справедливые лишь для конкретных условий.

Следует учитывать, что установить значения

коэффициентов массоотдачи непосредственными измерениями нельзя, т. к. нет возможности точно измерить концентрации компонента на границе раздела фаз. Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе проводят опыты по абсорбции или десорбции плохо растворимого газа, например O_2 в воде, пренебрегая сопротивлением газовой фазы согласно (20.27). Коэффициент массоотдачи в газовой фазе находят, или исследуя абсорбцию хорошо растворимого газа, например NH_3 в воде, или по испарению чистого растворителя (воды), пренебрегая сопротивлением жидкой фазы.

СРЕДНЯЯ ДВИЖУЩАЯ СИЛА АБСОРБЦИИ

Движущая сила любого процесса определяется степенью отклонения системы от состояния равновесия.

В процессе абсорбции происходит изменение концентрации поглощаемого компонента в газовой и жидкой фазах по всей длине (высоте аппарата). Следовательно, будет изменяться и степень отклонения системы от состояния равновесия.

. СПОСОБЫ ОРГАНИЗАЦИИ ДВИЖЕНИЯ ФАЗ ПРИ АБСОРБЦИИ

Известны прямоточная и противоточная схемы процесса абсорбции, определяемые характером движения фаз.

При противоточной схеме абсорбции (рис. 20.4, а) парогазовая смесь идет через абсорбер снизу вверх, а жидкость стекает вниз. Уходящий газ соприкасается со свежим абсорбентом, над которым парциальное давление поглощаемого компонента мало. Поэтому при противотоке возможно более полное извлечение компонента из парогазовой смеси по сравнению с прямоточной схемой (рис. 20.4, б), согласно которой уходящий газ контактирует с концентрированным раствором поглощаемого газа: Y_k при противотоке меньше значения Y_k при прямотоке (прочие условия равны). Таким образом, при противотоке расход

абсорбента снижается.

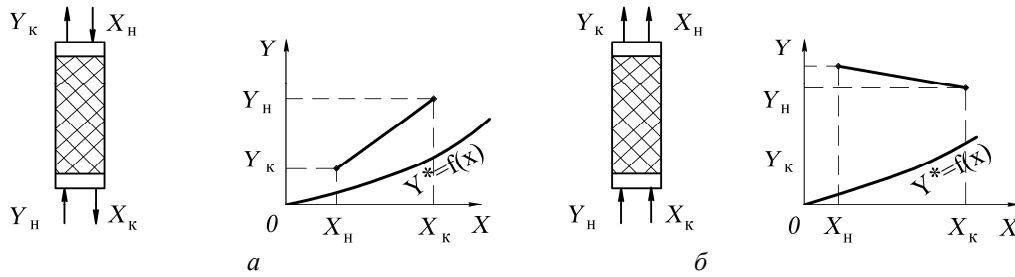


Рис. 20.4. Схемы и изображения процесса абсорбции в y - x диаграмме:
а – противоток; б – прямоток

В целях отвода теплоты, экономии дефицитного абсорбента и улучшения смачиваемости насадки применяют рециркуляцию абсорбента (рис. 20.5, а). При этом часть жидкости с концентрацией X_K отбирают из нижней части

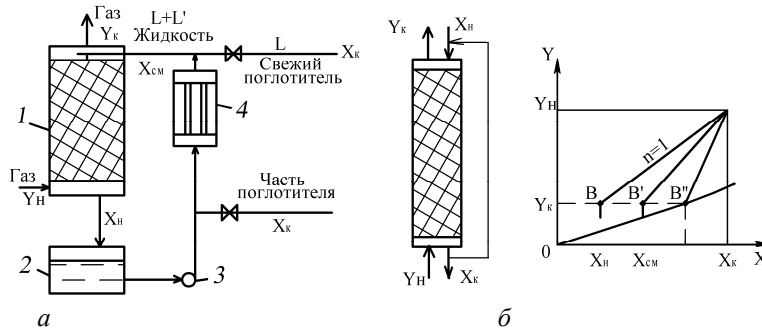


Рис. 20.5. Одноступенчатая абсорбция с рециркуляцией жидкости: а – с рециркуляцией абсорбента; б – без рециркуляции абсорбента; 1 – абсорбер; 2 – промежуточная емкость; 3 – насос; 4 – холодильник

абсорбера, а другую часть насосом из промежуточной емкости возвращают в абсорбер, смешивая ее с исходным поглотителем.

При рециркуляции растет количество жидкости, проходящей через абсорбер, при постоянном расходе поглотителя. Рециркуляцию, как прием, способствующий увеличению коэффициента массоотдачи, следует применять в тех случаях, когда сопротивление массопередаче сосредоточено в жидкой фазе.

ОСНОВНЫЕ ТИПЫ АБСОРБЦИОННЫХ АППАРАТОВ

В зависимости от способа организации фазового контакта абсорберы подразделяют на следующие группы: поверхностные (пленочные и насадочные), барботажные, распыливающие.

Выбор типа аппарата зависит от ряда факторов: допустимой величины гидравлического сопротивления, производительности по газу, соотношения между объемными расходами фаз, характера ограничений по загрязнениям контактирующих сред, химической агрессивности фаз.

Тарельчатые колонны предпочтительны при высоких требованиях к эффективности абсорбции. При необходимости организации отвода тепла в процессе абсорбции они обеспечивают высокую эффективность при значительных колебаниях расхода газа.

Насадочные колонны стабильно работают при больших нагрузках по жидкости. Они просты в изготовлении и монтаже, имеют низкое гидравлическое сопротивление, что положительно влияет на процесс при давлениях, близких к атмосферному. Однако потеря давления в газовом потоке должна быть минимальной по экономическим соображениям.

Основные критерии при выборе абсорбера:

1. Максимальная площадь поверхности контакта между газовой и жидкой фазами при максимальной эффективности массообмена.

2. Максимальная пропускная способность по газовой и жидкой фазам, обеспечивающая высокую производительность аппарата при минимальном гидравлическом сопротивлении.

3. Устойчивость и равномерность работы по всему сечению и высоте в широком диапазоне изменения нагрузок по фазам.

4. Низкая стоимость, простота монтажа, обслуживания и

ремонта.

5. Прочность, долговечность и коррозионная устойчивость.

Характеристика насадочных абсорберов. Насадочные абсорберы представляют собой колонны, заполненные насадкой – мелкими твердыми телами различной формы (рис. 20.6 *а, б*). Насадка укладывается на опорные решетки, имеющие отверстия или щели для прохождения газа и оттока жидкости, которая распределяется с целью равномерного орошения насадки распределителем.

Стекая по поверхности насадочных тел тонкой пленкой, на расстоянии четырех-пяти диаметров от ввода абсорбента, жидкость практически полностью оттесняется к периферии – возникает пристеночный эффект, препятствующий равномерному распределению жидкости по насадке (рис. 20.7). Возникновение пристеночного эффекта связано с тем, что в центральной части аппарата динамический напор поднимающегося вверх газа оказывается максимальным за счет близкого к параболическому распределения скоростей этого потока. Для предотвращения отрицательного влияния пристеночного эффекта насадку загружают в колонну секциями высотой в четыре-пять диаметров (но не более 3 м в каждой секции), а между секциями (слоями насадки) устанавливают перераспределители жидкости (рис. 20.8), направляющие жидкость от периферии колонны к ее оси.

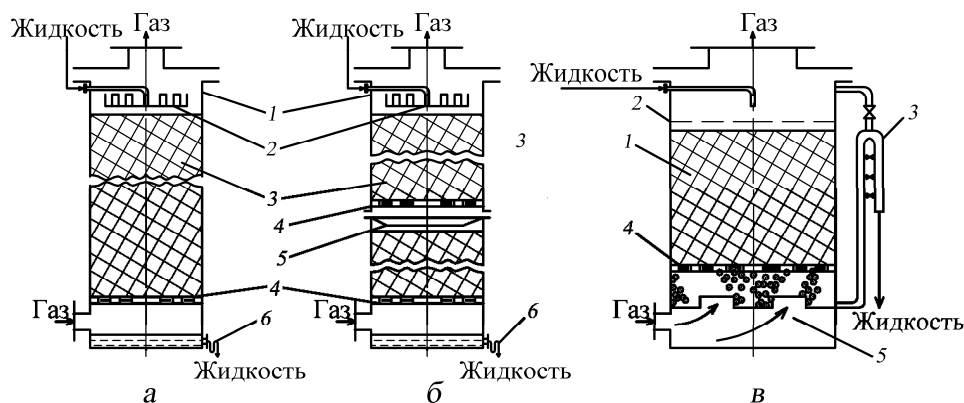


Рис. 20.6. Насадочные абсорберы: а – со сплошным слоем насадки; б – с секционной загрузкой насадки: 1 – корпуса; 2 – распределители жидкости; 3 – насадки; 4 – опорные решетки; 5 – перераспределители жидкости; 6 – гидравлические затворы; в – эмульгационная насадочная колонна: 1 – насадка; 2 – сетка; фиксирующая насадку; 3 – гидравлический затвор; 4 – опорная решетка; 5 – распределитель газа

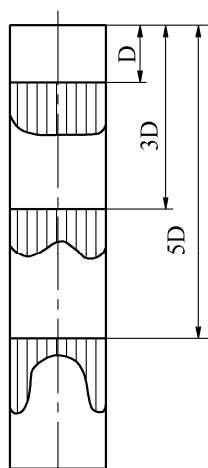


Рис. 20.7.
Распределение
орошающей
жидкости по высоте

При пленочном режиме течения поверхностью контакта фаз в насадочных абсорберах является смоченная поверхность насадки. При перетекании жидкости с одного элемента насадки на другой происходит разрушение пленки жидкости и образование новой пленки на нижерасположенном элементе насадки.

Переход жидкости происходит в виде струек, брызг, капель. В местах соприкосновения насадочных элементов друг с другом жидкость зачастую неподвижна и образует застойные зоны.

К основным характеристикам насадки относят ее удельную поверхность a ($\text{м}^2/\text{м}^3$), свободный объем (порозность) ε ($\text{м}^3/\text{м}^3$) и свободное сечение S ($\text{м}^2/\text{м}^2$). Величину порозности определяют путем заполнения объема пустот в насадке водой. Отношение объема воды к объему, занимаемому всей насадкой, дает величину ε . Принимают, что свободное сечение насадки равно по величине

ее свободному объему.

Насадочные колонны изготавливают в двух исполнениях: царговые – диаметром 0,4...0,8 м и цельносварные большего диаметра с насыпной и регулярной насадкой. Высота слоев определяется технологическим расчетом аппарата. Каждый слой регулярной насадки состоит из нескольких пакетов, высота которых определяется типом насадки.

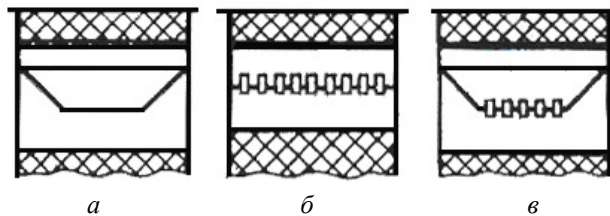


Рис. 20.8. Перераспределители жидкости между слоями насадки: *а* – конический, *б* – патрубковый, *в* – конический с патрубками

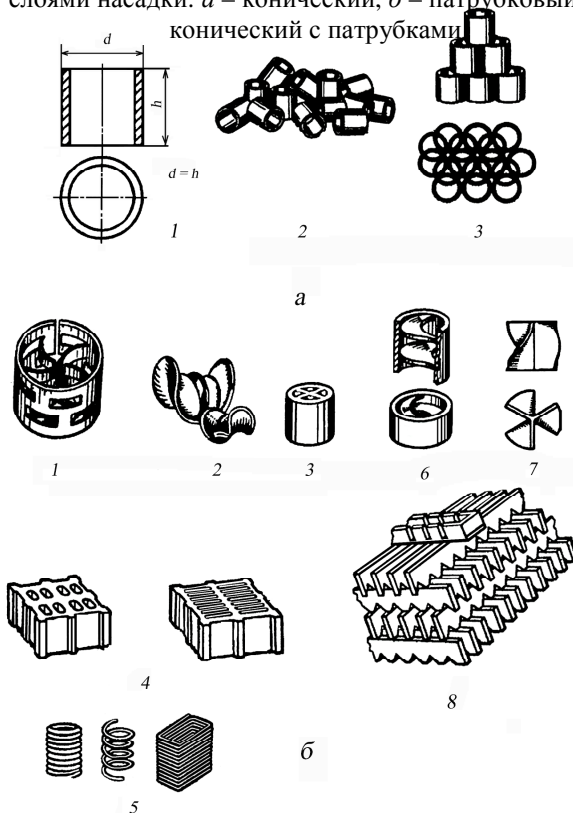


Рис. 20.9. Виды насадки: *а* – кольца Рашига: 1 – отдельное кольцо, 2 – кольца навалом, 3 – регулярная насадка; *б* – фасонная насадка, 1 – 2 – 3 – кольца с крестообразными перегородками, 4 – керамические блоки, 5 – витые из проволоки насадки, 6 – кольца с внутренними спиралями, 7 – пропеллерная насадка, 8 – хордовая насадка

Характеристики насадок.

В насадочных абсорберах поверхностью контакта фаз служит смоченная поверхность насадки. Следует стремиться к максимально возможной площади поверхности раздела фаз в единице рабочего объема аппарата. Кроме того, на эффективность процесса влияют следующие факторы:

- хорошее смачивание насадки орошающей жидкостью – материал насадки должен быть лиофильным по отношению к стекающей жидкости;
- минимальное гидравлическое сопротивление газовому

потоку;

- максимальные значения порозности насадки для обеспечения высоких нагрузок аппарата по жидкости и газу;
- невысокие значения плотности насадки;
- равномерное распределение орошающей жидкости;
- коррозионная и механическая прочность, низкая стоимость насадки.

В промышленности используют разнообразные по форме и размерам насадки (рис. 20.9), изготовленные из различных материалов (металл, керамика, пластические массы и т. д.), которые удовлетворяют этим требованиям при осуществлении абсорбции. К сожалению, добиться выполнения всех перечисленных требований невозможно, т. к. соответствие одним требованиям исключает выполнение других. Выбор размеров элементов насадки зависит от физических свойств системы газ-жидкость. При абсорбции хорошо растворимых веществ (аммиак, пары спиртов), когда основное сопротивление массопереносу сосредоточено в газовой фазе, используется крупная насадка, позволяющая обеспечить наиболее высокую скорость газа.

При абсорбции плохо растворимых газов целесообразна мелкая насадка, имеющая более развитую удельную поверхность, что способствует интенсификации абсорбции.

Наиболее распространенная насадка – кольца Рашига (рис. 20.9, а), высота которых 15...150 мм равна диаметру. Кольца Рашига малых размеров засыпают в колонну навалом. Большие кольца (от 50×50 мм) укладывают правильными рядами. Этот способ загрузки называется «в укладку», а загруженная таким способом насадка называется регулярной.

Преимущество регулярной насадки в меньшем гидравлическом сопротивлении при больших скоростях газа. При этом обеспечивается более упорядоченное движение фаз. Недостаток – необходимость более сложных оросителей.

В абсорберах большого диаметра применяют хордовую

насадку (рис. 21.9, б). Однако эти насадки имеют небольшие удельные поверхности и свободное сечение. Поэтому в последние годы они вытесняются более сложными и дорогостоящими видами фасонных насадок. При выборе размеров насадки необходимо учитывать, что с увеличением размеров ее элементов возрастает допустимая скорость газа и понижается гидравлическое сопротивление абсорбера. Общая стоимость абсорбера с крупной насадкой будет ниже за счет снижения диаметра абсорбера, несмотря на некоторое увеличение высоты насадки.

При проведении абсорбции под повышенным давлением предпочтительнее мелкая насадка. Тогда потеря напора окажется менее заметной на фоне общего давления парогазовой смеси.

Выбирая размер насадки, следует соблюдать условие, при котором отношение диаметра D колонны к эквивалентному диаметру d_e насадки $D/d_e > 10$.

Для загрязненных сред и при работе под повышенным давлением целесообразно использовать регулярные насадки. Применяют также «плавающие» насадки – легкие полые шары из пластмассы, которые легко переходят во взвешенное состояние. Вследствие интенсивного взаимодействия тел насадки в процессе абсорбции их поверхность практически не загрязняется. Существенное увеличение линейной скорости газового потока в таких аппаратах (до 3...5 м/с) не приводит к значительному возрастанию их гидравлического сопротивления.

В нормализованных колонных аппаратах применяется насыпная насадка из шамота и фарфора в виде колец. Фарфоровые кольца кислотоустойчивы, обладают меньшим влагопоглощением и высокой механической прочностью.

Для перфорированной насадки характерна высокая эффективность процесса, плоскопараллельная насадка применима при больших нагрузках по газу (в колоннах

большого диаметра), z -образная – при переработке загрязненных жидкостей. Регулярная насадка в аппаратах диаметром менее 1 м нежелательна, т. к. усложняется процесс изготовления аппарата.

Оросители. Они должны обеспечить равномерную подачу по всему сечению верхнего уровня насадки возможно большего числа мелких струй n на 1 м^2 поперечного сечения колонны ($n = 10 \dots 50$). Чем меньше струй и равномерность распределения их по сечению колонны, тем лучшие гидродинамические условия создаются по высоте колонны.

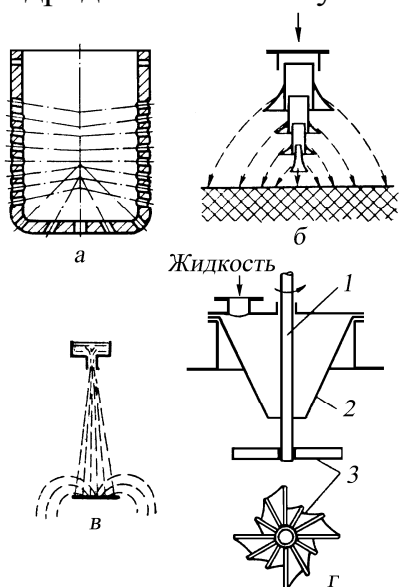


Рис. 20.10. Оросители: *а* – распределительный стакан; *б* – многоконусный ороситель; *в* – тарельчатый (дисковый) ороситель; *г* – вращающийся центробежный разбрызгиватель: 1 – вертикальный вал; 2 – направляющий конус; 3 – звездочка

Наиболее распространенные конструкции оросителей представлены на рис. 20.10.

Распределительный стакан цилиндрической или сферической формы снабжен большим числом отверстий диаметром 3...15 мм (рис. 20.10, *а*). Через эти отверстия под повышенным давлением продавливается жидкость. Углы наклона отверстий рассчитываются таким образом, чтобы все сечение абсорбера равномерно орошалось струями жидкости.

Оросители этого типа просты и дешевы в изготовлении и эксплуатации. Недостатками стаканов являются невозможность применения их для загрязненных жидкостей и нарушение распределения жидкости при

коррозионном и эрозионном износе отверстий. Равномерность орошения стаканами нарушается при изменении расхода жидкости.

Многоконусный ороситель (рис. 20.10, б) состоит из ряда расположенных друг над другом конусов, насаженных на патрубки различных диаметров. Жидкость подается на верхний конус, часть ее разбрызгивается, другая часть проходит на нижележащий конус, где часть ее снова разбрызгивается и т. д. Жидкость стекает с поверхности конусов в виде пленки, имеющей форму зонта. Эта пленка разрывается газом на капли. Жидкость, достигая верхнего уровня насадки, образует на ней кольцевую зону орошения соответствующего радиуса. Благодаря различным диаметрам конусов и различным углам конусности их достигается равномерность орошения по всему сечению абсорбера. Этот ороситель не боится загрязнений. Однако равномерность орошения и здесь нарушается при изменении расхода жидкости.

Тарельчатый (дисковый) ороситель (рис. 20.10, в) выполнен в виде тарелки, на которую подается струя жидкости. При ударе о тарелку струя дробится и брызги разлетаются во все стороны. Обычно устанавливается несколько оросителей с таким расчетом, чтобы орошаемые каждым из них площади перекрывали друг друга. Это наиболее дешевые разбрызгиватели для колонн больших диаметров. Они не боятся загрязнений, а равномерность орошения почти не изменяется при изменении расхода жидкости.

Вращающийся центробежный разбрызгиватель (рис. 20.10, г) представляет собой вращающуюся на вертикальном валу 1 звездочку 3 с желобами различной длины. Вследствие этого жидкость, подающаяся на колесо направляющим конусом 2, разбрызгивается под действием центробежной силы по всему сечению абсорбера. Этот разбрызгиватель не чувствителен к изменению подачи жидкости и не боится загрязнения. Диаметр орошаемой им площади легко изменяется путем изменения числа оборотов. К недостаткам этого разбрызгивателя относятся неравномерное орошение по

сечению колонны и более сложная конструкция по сравнению с другими оросителями.

Чем выше расположено распределительное устройство над уровнем насадки и больше скорость газа, тем больше брызгоунос жидкости. Уменьшение брызгоуноса достигается применением распределительных устройств с подачей жидкости непосредственно на насадку (см. рис. 20.10, *a*), например, через перфорированные трубы, уложенные на насадку, или через распределительные плиты, желоба.

Способ орошения влияет на интенсивность брызгоуноса и величину смоченной поверхности насадки. При использовании разбрызгивающих оросителей и при вытекании жидкости из струйчатых оросителей на достаточно большом расстоянии над насадкой наблюдается особенно большой унос. Для снижения брызгоуноса над оросителем укладывают слой брызгоулавливающей насадки, устанавливают ловушки брызг на выходе газа из колонны.

Как упоминалось выше, при работе насадочной колонны в пленочном режиме поверхность насадки смочена не полностью, вследствие чего поверхность массопередачи будет меньше поверхности насадки. Отношение удельной смоченной поверхности $\alpha_{см}$ к удельной поверхности насадки α называется коэффициентом смачивания насадки и обозначается через ψ . Значение ψ зависит от плотности орошения U и способа. С увеличением плотности орошения до определенного значения, величина коэффициента смачивания возрастает до предела и в дальнейшем остается практически постоянной. Вычисленную плотность орошения ($U = V/S$) сравнивают с рекомендуемыми на практике значениями. При этом значение U должно быть не ниже $0,002 \dots 0,0045 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$. Более высокие значения приемлемы только для насадок внавал.

В процессе массопередачи участвует только подвижная (текущая) пленка жидкости. Часть поверхности насадки, которая покрыта неподвижной пленкой жидкости, не является

активной. Отношение удельной активной поверхности насадки a_a ко всей удельной поверхности насадки a характеризует долю ее активной поверхности ψ_a , т. е. $\psi_a = a_a/a$.

Значение ψ_a при $U < 0,003 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ для регулярной насадки (кольца, трубки и т. д.) может быть определено по эмпирическому уравнению

$$\psi_a = \frac{U}{(0,0005 + 0,8U)}. \quad (20.55)$$

При $U > 0,003 \text{ (м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}))$ для регулярной насадки вся поверхность практически оказывается смоченной и при этом $\psi_a = 1$. Если насадка засыпана внавал, то ее активную поверхность определяют по формуле:

$$a_a = \frac{85U}{(0,00125 + U)}. \quad (20.56)$$

При малой плотности орошения смоченность насадки недостаточна. Для достижения более эффективной работы аппарата необходимо перейти на более крупную насадку, увеличить скорость газа и коэффициент избытка орошения, применить рециркуляцию жидкой фазы. Если перечисленные меры не дали положительного результата, необходимо использовать тарельчатый абсорбер.

Итак, основные достоинства насадочных колонн – простота устройства и низкое гидравлическое сопротивление; недостатки – сложность отвода тепла, плохая смачиваемость насадки при низкой плотности орошения, большие размеры аппарата.

Гидравлический расчет насадочных колонн. Правильно выбранный гидродинамический режим является важным условием высокой эффективности абсорбционной насадочной колонны. Гидравлический расчет включает определение скорости газа w , диаметра колонны D , плотности орошения U , доли активной поверхности насадки ψ_a и гидравлическое сопротивление слоя насадки высотой 1 м ($\Delta p/H$).

Определение скорости газа и диаметра колонны. В

насадочных колоннах возможны следующие гидродинамические режимы: пленочный, подвисяния, эмульгирования. Для каждой системы жидкость-газ режим определяется плотностью орошения, видом насадки, скоростью газа. Перечисленные режимы отличаются друг от друга величиной гидравлического сопротивления, удерживающей способностью (задержкой жидкости в колонне), поверхностью контакта фаз и коэффициентом массопередачи. Максимальные значения последних из этих параметров обеспечиваются в режиме эмульгирования. Недостатком этого режима является высокое гидравлическое сопротивление. Поэтому критическая скорость инверсии фаз (начала процесса эмульгирования) w_H характеризует верхний предел стабильной работы колонны. Рабочую скорость газа определяют уравнением

$$w = kw_H. \quad (20.57)$$

При этом коэффициент k принимают в зависимости от условий процесса. Для хорошо растворимых газов $k = 0,75 \dots 0,85$; для плохо растворимых $k = 0,45 \dots 0,70$; в пенящихся системах $k = 0,25 \dots 0,40$.

Значение w_H находят по формуле

$$\lg \left(\frac{w_H^a}{g \varepsilon^3} \frac{\rho_z}{\rho_{жс}} \mu_{жс}^{0.16} \right) = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_z}{\rho_{жс}} \right)^{1/2}, \quad (20.58)$$

где a – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; ε – свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $\mu_{жс}$ – динамическая вязкость жидкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$; L и G – расходы жидкости и газа, $\text{кг}/\text{с}$; значения A : 0,26 – седла, 0,079 – кольца и спирали.

Далее определяют поперечное сечение абсорбера $S = V_z/w$ и его диаметр D . Необходимо подобрать диаметр ближайшего стандартизированного аппарата и по его значению уточнить действительную скорость газа.

Сопротивление орошаемой насадки. Сопротивление всей насадки Δp рассчитывают после определения ее высоты H . Чтобы убедиться в оптимальном характере

гидродинамического режима работы абсорбера, достаточно вычислить сопротивление слоя насадки высотой 1 м, (величину $\Delta p/H$).

Расчет высоты насадки при идеальном перемешивании фаз. Чтобы вычислить высоту насадки (в случае изотермической абсорбции), необходимы соотношения для определения характеристик кинетики массопередачи, выраженных через объемный или поверхностный коэффициенты массопередачи. Физические свойства фаз предполагаются известными. При допущениях о постоянстве по высоте колонны и характеристик кинетики процесса, расходов фаз, линейности равновесной зависимости, продольного перемешивания фаз возможно простое аналитическое решение этой задачи. Окончательный вид соотношений для определения высоты насадки H может быть представлен различными методами.

Определение значения $\Delta u_{\text{ср}}$ рассмотрено ранее.

Коэффициенты массоотдачи в газовой $\beta_{\text{г}}$ и жидкой $\beta_{\text{ж}}$ фазах, необходимые для расчета коэффициентов массопередачи, находят с помощью частных критериальных уравнений:

Характеристика и конструктивные элементы барботажных абсорберов. В барботажных абсорберах контакт фаз осуществляется в результате диспергирования газа на струйки и пузырьки, барботирующие, пробулькивающие через слой жидкости.

Наиболее распространенные барботажные абсорберы – тарельчатые вертикальные колонны, внутри которых на определенном расстоянии друг от друга по высоте колонны располагаются горизонтальные тарелки, служащие для развития поверхности контакта фаз. В тарельчатых колоннах процесс массопередачи осуществляется в газожидкостных системах, образуемых на тарелках.

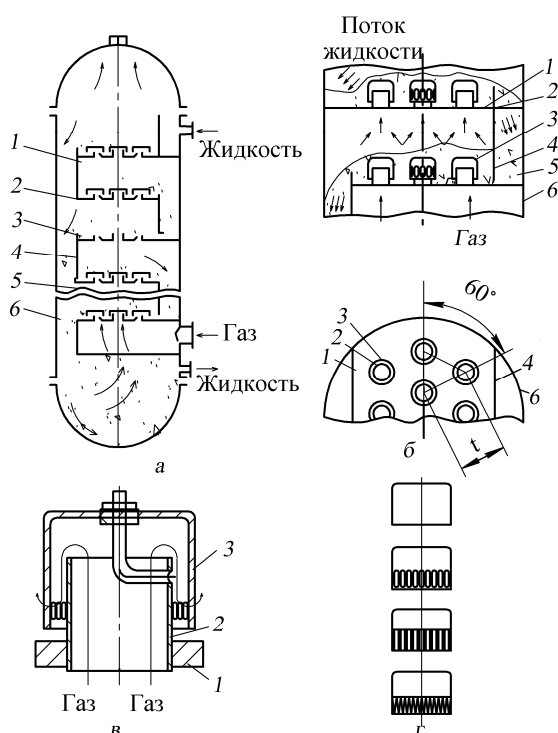


Рис. 20.12. Устройство колонны и колпачковых тарелок с капсульными колпачками: а – колонна с тарелками; б – две соседние тарелки; в – капсульный колпачок; 2 – формы капсульных колпачков; 1 – тарелки; 2 – газовые (паровые) патрубки; 3 – круглые колпачки; 4 – переливные перегородки (или трубы); 5 – гидравлические затворы; 6 – корпус колонны

Колпачковые, ситчатые, клапанные тарелки снабжены специальными устройствами для перетока жидкости с одной тарелки на другую – сливными трубками, карманами и другими приспособлениями. Нижние концы сливных устройств погружены в жидкость на нижерасположенных тарелках для создания гидрозатвора, предотвращающего прохождение газа через сливное устройство (рис. 20.12). В тарельчатых абсорберах жидкость подается на верхнюю тарелку, движется вдоль тарелки от одного

сливного устройства к другому, перетекает с тарелки на тарелку и удаляется из нижней части абсорбера. Переливные устройства на тарелках располагают таким образом, чтобы жидкость на соседних по высоте аппарата тарелках протекала во взаимно противоположных направлениях. Газ поступает в нижнюю часть абсорбера, проходит через прорезы колпачков (отверстия, щели) и затем попадает в слой жидкости на тарелке, высота которого регулируется высотой сливного порога. При этом газ в жидкости распределяется в виде пузырьков и струй, образуя в ней слой пены, в которой

собственно и происходит процесс массопереноса.

На рис. 20.12, б показана регулировка высоты слоя жидкости переливными трубами или перегородками. Иногда переливные трубы устанавливают снаружи колонны. Размеры переливных стоков рассчитывают в зависимости от скорости движения в них жидкости. Для обеспечения стока поверхностного слоя пены эту скорость принимают в пределах 0,15...0,20 м/с. Во избежание накапливания слоя пены на тарелке периметр перелива верхнего края стока должен быть максимальным.

Образовавшаяся пена нестабильна, и при подходе ее к сливному устройству разрушается, и жидкость осветляется. Пройдя через все тарелки, газ уходит из верхней части аппарата. Колонны обычно представляют цельносварной кожух или набор царг, соединенных на фланцах. Высота колонны складывается из количества тарелок и расстояния между ними. Диаметр колонны определяется производительностью по газу. Размеры колонны могут варьировать в широких пределах. Колонны диаметром от 0,4 м до 3,0 м нормализованы. Конструкции и устройства тарелок абсорбционных аппаратов, а также способы организации барботажа достаточно разнообразны.

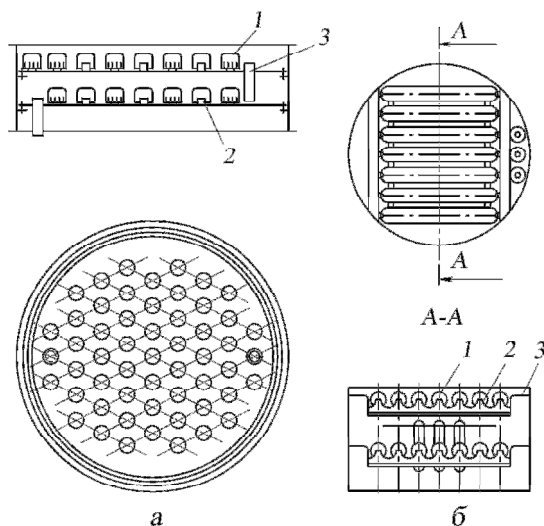


Рис. 20.13. Схема расположения круглых (а) и туннельных (б) колпачков на тарелке: 1 – колпачок, 2 – патрубок, 3 – переливная труба

В колпачковых тарелках барботаж осуществляется круглыми (капсюльными) или туннельными (желобчатыми) колпачками (рис. 20.13).

Колпачки погружены своими нижними обрезами в жидкость и располагаются над патрубками, через

которые проходит газ и при этом барботирует сквозь слой жидкости. Они расположены равномерно по рабочему сечению тарелки в шахматном порядке. Диаметр капсюльных колпачков невелик (80...150 мм), а количество их на тарелке – максимально, что увеличивает периметр барботажа. Поверхностью массоотдачи служит суммарная поверхность раздела фаз. С целью интенсификации процесса следует стремиться к равномерному распределению газа при выходе его из патрубков, для чего нижние обрезы колпачков имеют прорезы шириной 4...6 мм (рис. 20.13).

Увеличение диаметра колонны требует значительного повышения числа капсюльных колпачков, это удорожает изготовление аппарата. В целях снижения стоимости аппарата и упрощения монтажа колонны применяют туннельные колпачки (рис. 20.13, б), которые представляют собой штампованные полукруглые крышки с гребенчатыми краями. Каждый колпачок устанавливается строго горизонтально над двумя соседними желобами, между которыми оставляется ход для газа, замещающий патрубок. Периметр барботажа туннельных колпачков меньше капсюльных, но благодаря наличию направленного движения жидкости на тарелке по эффективности массопередачи эти колпачки равноценны.

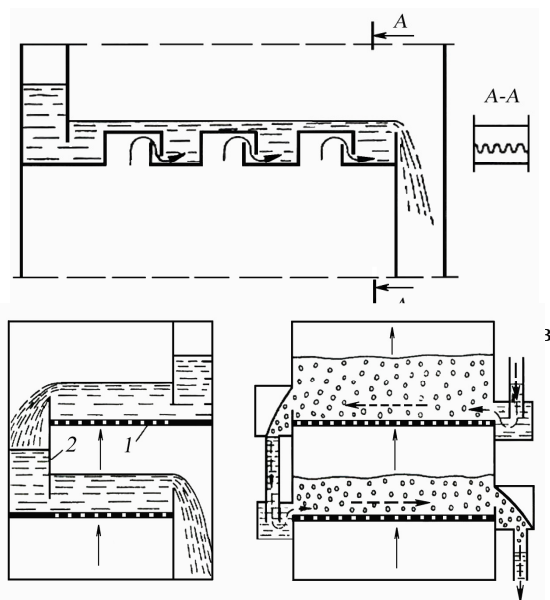


Рис. 20.15. Схема работы аппаратов: а – ситчатых тарелок, б – пенного абсорбера

На тарелках из штампованных элементов (рис. 20.14) направленное движение жидкости достигается вследствие одностороннего выхода газа из-под колпачков.

В ситчатых тарелках (рис. 20.15) предусмотрено большое количество отверстий

диаметром 1...5мм, равномерно распределенных по всему днищу тарелки. Газ проходит через эти отверстия и через слой жидкости в виде мелких струек и пузырьков. На ситчатых тарелках достигается более мелкое дробление струй и большая равномерность потока газа, что резко повышает эффективность абсорбции. Факторы, ограничивающие применение этих тарелок, – вероятность засорения и возможная коррозия отверстий.

Жидкость в пенных абсорберах переливается с тарелки на тарелку с помощью переливных устройств коробчатого типа, в которых происходит разрушение пены. При увеличении высоты пены на тарелке возрастает эффективность массопередачи. Однако при этом растет и гидравлическое сопротивление, что ограничивает область применения пенных абсорберов.

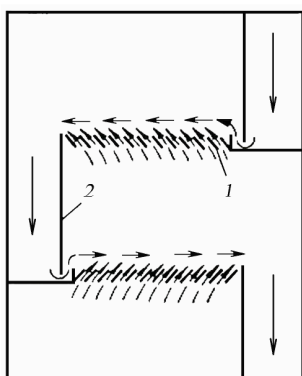


Рис. 20.16. Схема работы пластинчатых тарелок: 1 – отверстия; 2 – переливное устройство

В пластинчатых тарелках (рис.20.16) осуществляется однонаправленное движение жидкости и газа, каждая ступень работает по принципу прямотока, что позволяет существенно повысить нагрузку по газу и жидкости.

Газ проходит сквозь щели, образованные пластинами, под углом $10-15^\circ$, со скоростью 20...40 м/с. В этих условиях жидкость диспергируется на мелкие капли и отбрасывается вдоль тарелки к следующей щели, где контакт жидкости и газа повторяется до перелива жидкости через сливной карман. Отсутствие переливного порога в тарелках этого типа уменьшает гидравлическое сопротивление. Достоинство этих тарелок – возможность использовать их при работе с загрязненными жидкостями, недостаток – снижение эффективности при небольшом расходе жидкости.

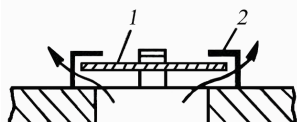


Рис. 20.17. Схема работы клапана: 1 – клапан; 2 – скоба

В клапанных тарелках (рис.

20.17) отверстия перекрыты свободнолежащими над ними клапанами. Высота подъема клапана ограничивается скобой. С изменением расхода газа клапан своим весом автоматически регулирует величину щели для прохода газа и тем самым придерживает его постоянную скорость. Поэтому клапанные тарелки могут стабильно работать с высокой эффективностью в широком диапазоне нагрузок по газу.

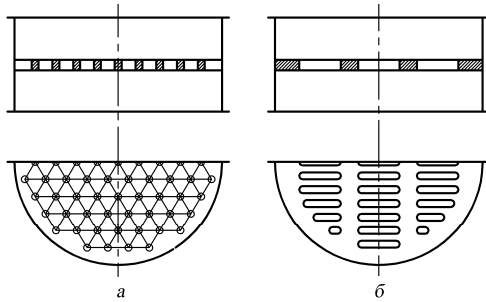


Рис. 20.18. Провальные тарелки:
а – дырчатые; б – решетчатые

Провальные тарелки не имеют переливных устройств (рис. 20.18). Жидкость удерживается на тарелке и образует пену с барботирующим через отверстия газом. Жидкость перетекает (проваливается) на нижележащую тарелку через

те же отверстия. Провал жидкости происходит периодически: при истечении жидкости через отверстия гидростатическое давление столба пены над отверстием уменьшается, поэтому в следующий момент времени через это же отверстие барботирует газ. Высота слоя пены регулируется скоростью газа. Достоинство этих тарелок – простота устройства, недостаток – пульсирующий гидродинамический режим тарелки и недостаточное дробление восходящего потока газа, что снижает эффективность абсорбции.

Выбор типа тарелок определяется техническими условиями процесса абсорбции.

Расчет барботажных абсорберов. Диаметр колонны определяют аналогично диаметру насадочных абсорберов по принятой скорости газа w в свободном сечении, площадь сечения находят по уравнению

$$S = \frac{V_z}{3600w_0}, \quad (20.69)$$

где V_z – расход проходящего через колонну газа, м³/ч; w_0 –

ступенчатой линии между начальным и конечным составами газа y_1 и y_2 равно числу тарелок, необходимому для достижения заданного изменения состава газа при условии достижения состояния равновесия на каждой тарелке

Основные размеры колпачка рассчитывают из условия постоянства скорости газа в любом рабочем сечении, что обеспечивает минимальное гидравлическое сопротивление колпачка (рис. 20.20).

ЛЕКЦИЯ 22.

АДСОРБЦИЯ

.1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ.

2. РАВНОВЕСИЕ, МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС, КИНЕТИКА И ТЕПЛОВОЙ ЭФФЕКТ ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ.

. 3. ОСНОВНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ АДСОРБЕНТОВ.

.4. КЛАССИФИКАЦИЯ И УСТРОЙСТВО АДСОРБЕРОВ.

. 5. ПЕРСПЕКТИВНЫЕ СХЕМЫ АДСОРБЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ.

.6. ИОНООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ.

Адсорбция – процесс поглощения газов (паров) или жидкостей поверхностью твердых тел (адсорбентов). В случае

избирательного поглощения компонентов смеси появляется возможность ее разделения на составляющие компоненты. Явление адсорбции связано с наличием сил притяжения между молекулами адсорбента и поглощаемого вещества. Адсорбция является одним из эффективных методов разделения газообразных и жидких смесей компонентов, различающихся структурой молекул.

Твердое вещество, на поверхности или в порах которого происходит концентрирование поглощаемого вещества, называется **адсорбентом**. Поглощаемое вещество, находящееся вне пор адсорбента, называется **адсорбтивом**, а после его перехода в адсорбированное состояние – **адсорбатом**.

Адсорбция используется для очистки газовых (жидких) смесей от нежелательной примеси или для выделения этой примеси в качестве целевого продукта. Благодаря селективности поглощения различных компонентов адсорбция является одним из эффективных процессов разделения.

В пищевой технологий адсорбция используется 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 крахмало-паточном производстве и др.

Адсорбция широко применяется также для осушки газов и их очистки с выделением ценных компонентов, для извлечения (регенерации) растворителей из газовых (паровых) или жидких смесей, для осветления растворов, очистки газовых выбросов и сточных вод и в аналитических целях.

Различают два вида адсорбции – **физическую и химическую**. При **физической адсорбции** молекулы поглощенного вещества, находящиеся на поверхности адсорбента, не вступают с ним в химическое взаимодействие. При **химической адсорбции**, или **хемосорбции**, молекулы поглощаемого вещества химически взаимодействуют с

адсорбентом. При физической адсорбции связь молекул поглощенного вещества (адсорбата) с адсорбентом менее прочна, чем при хемосорбции.

После осуществления адсорбции, как правило, производят десорбцию адсорбата. Это позволяет извлечь из сорбента поглощаемый компонент (нередко – целевой продукт) и вновь использовать освобожденный от него сорбент: промышленные сорбенты чаще всего очень дороги, так что одноразовое их использование экономически невыгодно, иногда – просто недопустимо. После десорбции обычно необходимо провести активацию сорбента, чтобы восстановить его адсорбционные свойства. Стадии десорбции и активации адсорбента (вместе) представляют собой его регенерацию: после нее сорбент готов к повторному использованию в процессе адсорбции.

Процессы адсорбции, десорбции, активации могут осуществляться в **непрерывном** режиме – тогда каждый из них проводится в отдельном аппарате, а адсорбент перемещается из адсорбера в десорбер, далее – в регенератор (активатор) и снова в адсорбер. Адсорбция – один из немногих процессов, когда **полунепрерывные режимы** (неподвижный слой сорбента и движение через него потока сплошной среды) вполне конкурентоспособны с непрерывными. Целиком *периодические* процессы в промышленности используются нечасто (преимущественно при сорбции поглощаемого вещества из отдельных порций жидкости). В полунепрерывных и периодических процессах стадии адсорбции, десорбции и активации обычно проводят поэтапно в одном и том же аппарате.

РАВНОВЕСИЕ, МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС, КИНЕТИКА И ТЕПЛОВОЙ ЭФФЕКТ ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ

Природа сил, вызывающих адсорбцию, может быть различной. При адсорбции происходит концентрация молекул поглощаемого вещества на поверхности адсорбента под действием ван-дер-ваальсовых сил. Этот процесс часто сопровождается конденсацией паров поглощаемого вещества в капиллярных порах адсорбента, присоединением молекул поглощаемого вещества по месту ненасыщенных валентностей элементов, составляющих кристаллическую решетку адсорбента, и другими процессами. Независимо от природы адсорбционных сил на величину адсорбции влияют следующие факторы: природа поглощаемого вещества, температура, давление и примеси в фазе, из которой поглощается вещество.

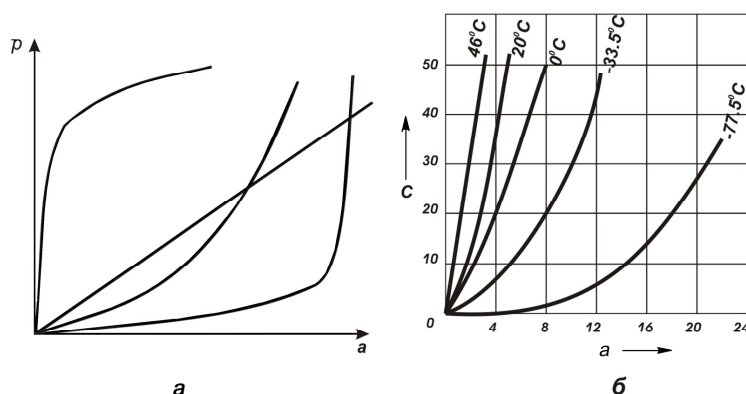


Рис. 23.1. Изотермы адсорбции различных веществ: *а* – виды типичных изотерм (a – массовое количество поглощенного вещества, $\text{кг}/\text{м}^3$; p – парциальное давление пара поглощаемого вещества, мм рт. ст.); *б* – изотермы адсорбции окиси углерода на угле при различных температурах (c – концентрация окиси углерода в газовой смеси, $\text{ммоль}/\text{л}$; a – количество поглощенной окиси углерода, $\text{ммоль}/\text{г}$ поглотителя)

Изотермы адсорбции определяются опытным путем. Вид изотермы адсорбции зависит от многих факторов: удельной поверхности адсорбента, объема пор, их распределения по размерам и других характеристик структуры адсорбента, свойств поглощаемого вещества, а также от температуры процесса. В качестве примера на рис. 23.1, *а* изображены виды типичных изотерм адсорбции для различных веществ, а на рис. 23.1, *б* изотермы адсорбции окиси углерода на активированный уголь (АУ) при различных температурах.

Количество выделяющейся при адсорбции теплоты определяется экспериментально. При отсутствии опытных данных о равновесии (или данных, полученных путем обработки эмпирических уравнений) построение изотермы равновесия возможно при использовании уравнений, выведенных на основе того или иного механизма, или теории процесса адсорбции.

Характер протекания процесса адсорбции во времени зависит от того, проводится процесс периодически или непрерывно.

Процессы адсорбции не отличаются по механизму от других процессов массопередачи с участием твердой фазы и следуют одинаковым с ними общим закономерностям. Однако периодические процессы адсорбции характеризуются специфическими особенностями и поэтому будут описаны ниже применительно к адсорбции в неподвижном слое адсорбента.

Рассмотрим случай, когда в слой адсорбента, не содержащий адсорбтива, непрерывно поступает и движется с идеальным вытеснением поток с некоторой начальной концентрацией поглощаемого вещества. Через некоторый промежуток времени на лобовом, или фронтальном, участке слоя адсорбента вследствие резкого падения движущей силы поглощение адсорбтива практически прекращается, и поток «проскакивает» через этот участок без изменения концентрации, а зона поглощения перемещается в последующие за лобовым участки.

Если бы скорость поглощения была бесконечно большой, то адсорбция в последующих слоях происходила бы только после полного насыщения предыдущих. Однако скорость массопередачи конечна, и распределение адсорбтива по высоте слоя происходит плавно с образованием так называемого фронта адсорбции.

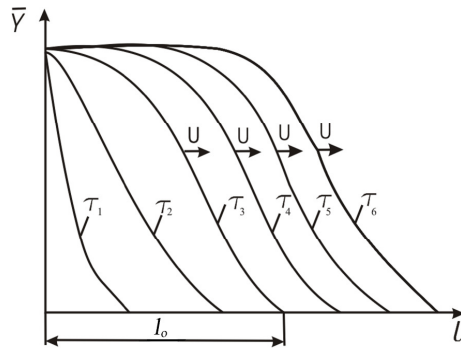


Рис. 23.2. Изменение фронта адсорбции во времени

Таким образом, зона адсорбции перемещается во времени по всему слою адсорбента, причем концентрация адсорбтива в зоне плавно изменяется. Это изменение концентрации протекает различно для лобового и последующих участков слоя.

По окончании первого периода формирования фронта адсорбции в неподвижном слое адсорбента начинается второй период — параллельного переноса стационарного фронта адсорбции, который характеризуется перемещением неизменного профиля концентраций по направлению потока с некоторой постоянной скоростью u (см. рис. 23.2).

С момента выхода из слоя точки фронта газа (раствора) с нулевой концентрацией, соответствующей началу «проскока» (практически с минимально возможной концентрацией, доступной для определения), завершается время адсорбционного, или защитного, действия слоя. Средняя концентрация адсорбтива во всем слое адсорбента данной длины, достигнутая к моменту «проскока» адсорбтива, получила условное название динамической активности слоя адсорбента. Эта величина, характеризующая емкость адсорбента в динамических условиях, может измеряться не только количеством поглощенного вещества, но и промежутком времени, протекшим от начала поглощения до момента «проскока»; она часто используется в практике расчетов процессов адсорбции.

Участок слоя адсорбента длиной l_0 (см. рис. 23.2), на котором происходит падение концентрации адсорбтива в потоке от начальной до нулевой (точнее, до концентрации,

соответствующей началу «проскока»), называют работающим слоем, или зоной массопередачи.

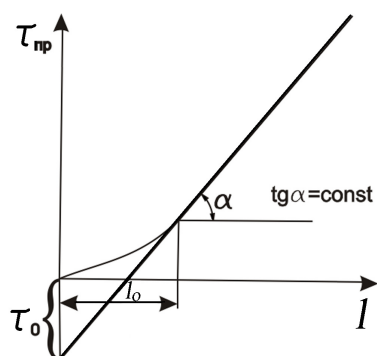


Рис. 23.3. Зависимость времени защитного действия от длины слоя поглотителя

Зависимость времени защитного действия $\tau_{пр}$ от длины слоя l в период формирования фронта выражается плавной кривой (рис. 23.3), которая затем в период параллельного переноса фронта адсорбции переходит в прямую.

Отдельные величины, входящие в уравнение (23.8), могут быть определены из графика (рис. 23.3). Тангенс угла наклона прямолинейной части кривой на нем

$\operatorname{tg} \alpha = K$, т. е. равен коэффициенту защитного действия слоя, а отрезок, отсекаемый продолжением прямой на оси ординат, соответствует величине τ_0 – потере времени защитного слоя.

Материальный баланс адсорбции. Процессы адсорбции проводятся периодически или, если адсорбент движется через аппарат, непрерывно. Материальный баланс такого процесса выражается уравнением, общим для всех процессов массопередачи,

$$Gd\bar{Y} = Ld\bar{X}, \quad (23.9)$$

где G – расход парогазовой фазы или раствора, в кг инертной части, кг/ч; L – расход адсорбента в кг активной части, кг/ч; $\bar{Y}$ – рабочие концентрации адсорбируемого вещества в парогазовой фазе или растворе, кг/кг инертной части; $\bar{X}$ – рабочие концентрации адсорбируемого вещества в адсорбенте, кг/кг адсорбента.

Адсорбция в слое неподвижного адсорбента является периодическим процессом, при котором концентрация поглощаемого вещества в адсорбенте меняется во времени и пространстве.

Кинетика процесса адсорбции. Процесс перемещения поглощаемого вещества при адсорбции в общем случае описывает критериальное уравнение, выведенное для систем с твердой фазой

$$\frac{\bar{X} - \bar{X}_p}{\bar{X}_n - \bar{X}_{p,n}} = f(\text{Bi}_d, \text{Fo}_d, \frac{z}{\delta}). \quad (23.12)$$

Однако многочисленные опыты показывают, что при адсорбции диффузионные сопротивления внутри твердой фазы малы по сравнению с внешним диффузионным сопротивлением, поэтому при расчетах процессов адсорбции обычно используется основное уравнение массопередачи

$$dM = K_Y (\bar{Y} - \bar{Y}_p) dF, \quad (23.13)$$

в котором с некоторым допущением принимают, что $K_Y = \beta_Y$.

Величины коэффициентов массоотдачи β_Y можно определять по следующим уравнениям.

Тепловой эффект адсорбции. В процессе адсорбции выделяется определенное количество теплоты, (Дж/кмоль), которое находится опытным путем; при отсутствии опытных данных эту величину вычисляют по уравнению

$$r = \frac{4,575 \ln \frac{p_2}{p_1}}{(1/T_1) - (1/T_2)}, \quad (23.19)$$

где p_1 и p_2 – равновесные давления поглощаемого вещества над адсорбентом, соответствующие абсолютным температурам T_1 и T_2 .

. ОСНОВНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ АДСОРБЕНТОВ

Эффективность процесса адсорбции во многом определяется выбором адсорбента. Основные требования, предъявляемые к адсорбентам: селективность (способность поглощать заданный компонент, не затрагивая других компонентов смеси); возможно большая поглотительная способность (емкость по адсорбату), позволяющая обойтись

меньшим количеством сорбента, что важно для увеличения концентрации адсорбата и снижения затрат (прежде всего – энергетических) при десорбции; приемлемая стоимость и доступность; легкость десорбции и регенерации; высокая механическая прочность; удобство в работе: негорючесть, малое эрозионное воздействие на элементы аппаратуры и т. п.

На практике в полной мере удовлетворить все требования (в ряде случаев они противоречивы) не удастся, приходится выбирать компромиссные варианты. Соответствуют требованию высокой поглотительной способности адсорбенты, чаще всего – высокопористые твердые вещества, используемые, как правило, в виде зерен размером от долей миллиметра до нескольких миллиметров. Пористость зерен обеспечивает внутреннюю поверхность в сотни и даже тысячи квадратных метров на один грамм сорбента, что на несколько порядков выше его наружной поверхности. Именно благодаря столь развитой внутренней поверхности некоторые сорбенты могут поглощать адсорбат в количествах, соизмеримых с собственной массой.

В пищевых производствах широко используются 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.

В зависимости от размеров различают микропоры, промежуточные поры (мезопоры) и макропоры.

К микропорам относят поры с радиусом до $20 \cdot 10^{-10}$ м; они соизмеримы с размерами молекул поглощаемого компонента. Именно для микропористых сорбентов характерны крайне развитые внутренние поверхности – от нескольких сотен до $2000 \text{ м}^2/\text{г}$ сорбента (эта цифра приведена для сравнительной оценки, т. к. понятие геометрической поверхности к

микропорам, строго говоря, неприменимо). Промежуточными считают поры радиусом от $20 \cdot 10^{-10}$ м до $1000 \dots 2000 \cdot 10^{-10}$ м; удельные поверхности здесь от 10 до 500 м²/г. Полагают, что мезопоры выполняют две роли: собственно адсорбционную (компонент сорбируется на внутренней поверхности пор) и транспортную (перенос молекул адсорбата к микропорам, где и сорбируется основное его количество).

Макропоры (их радиус превышает $2000 \cdot 10^{-10}$ м) отличаются небольшой удельной поверхностью (до нескольких квадратных метров на 1 г), их вкладом в общую сорбционную емкость сорбента обычно можно пренебречь. Основная их роль – транспортная: перенос поглощаемого вещества к микро- и мезопорам.

Промышленные сорбенты могут содержать поры разных размеров. Преобладание пор тех или иных типов говорит о микропористых, мезопористых и макропористых сорбентах. При наличии в зернах сорбента различных пор в соизмеримых долях его относят к смешанным.

Приведем и кратко охарактеризуем наиболее распространенные промышленные сорбенты.

Активные (или активированные) угли (АУ) получают термической обработкой без доступа воздуха (или с ограниченным доступом) различных углеродсодержащих веществ: древесины, углей, плодовых косточек – с последующей активацией.

Активные угли широко используются в спиртовом и ликеро-водочном производстве для извлечения из водоспиртовых смесей и спирта – ректификата альдегидов, кетонов, сложных эфиров, карбоновых кислот, высокомолекулярных веществ. Их применяют также для осветления пива, сахарных сиропов, коньяков, вин, фруктовых соков, эфирных масел, желатина.

Силикагели и алюмогели представляют собой продукты термической обработки (обезвоживания) гелей кремниевой и

алюминиевой (гидроксид алюминия) кислот. Эти сорбенты хорошо поглощают полярные вещества, в частности воду, и потому часто используются для осушки газов. Механическая прочность силикагелей и алюмогелей значительно выше, нежели АУ.

Активные угли, силикагели и алюмогели характеризуются весьма широким набором пор различных размеров. Поэтому они могут поглощать сразу несколько компонентов из газовой (жидкостной) смеси.

Цеолиты – природные или синтетические алюмосиликаты – слабополярные сорбенты, пригодные для сорбции как полярных, так и неполярных веществ; их, в частности, используют для сорбции слабополярных органических соединений с двойной связью. Цеолиты отличаются высокой однородностью пор, а потому и высокой селективностью, т. е. способностью адсорбировать из сплошной среды молекулы определенного размера (более крупные молекулы в поры проникнуть не могут). Это позволяет использовать набор цеолитов с различными размерами пор для поочередной сорбции различных (от мелких молекул к крупным) поглощаемых компонентов из исходной смеси (принцип «молекулярного сита»). Природные глинистые адсорбенты используют в пищевой промышленности для обесцвечивания вин, пива, фруктовых соков, воды, рафинирования растительных масел. Используют бентонитовые глины на основе монтмориллонита и отбеливающие глины – гумбрин, асканит и др., в состав которых входят SiO_2 , AlO_3 , Fe_2O_3 , CaO , MgO и другие оксиды металлов. Для активации природных глин их обрабатывают минеральными кислотами. Адсорбционная способность глин повышается с увеличением катионообменной емкости. Удаление соединений из жидкости происходит за счет хемосорбции на кислотных центрах поверхности адсорбентов.

Несколько особняком в ряду сорбентов стоят иониты – природные или (чаще) синтетические ионообменные смолы (аниониты и катиониты). Чаще всего их применяют в виде зерен (округлой или неправильной формы) размером до 1,0...1,5 мм. Сущность действия ионитов – в обменных реакциях.

Иониты, содержащие кислые активные группы и обменивающиеся с раствором электролита подвижными анионами, называются анионитами, а иониты, содержащие основные активные группы и обменивающиеся подвижными катионами – катионитами. Существуют также амфотерные иониты, способные к катионному и анионному обмену одновременно.

Ионообменные смолы обладают большой обменной емкостью, избирательностью к отдельным ионам, химической стойкостью и механической прочностью. Поэтому сейчас они являются наиболее распространенными ионитами, практически вытеснившими в промышленных условиях иониты других типов.

Изменением состава активных групп при синтезе ионообменных смол можно получить иониты с весьма разнообразными свойствами.

С целью повышения поглотительной способности сорбента стремятся развить его внутреннюю поверхность, что, однако, снижает его механическую прочность – налицо противоречие. С другой стороны, попытки повысить механическую прочность сорбента привели бы к существенной эрозии аппаратуры, если он перемещается внутри аппарата (непрерывные процессы адсорбции). На практике определяющим чаще всего является требование большой поглотительной способности сорбента, что приводит к использованию сорбентов невысокой механической прочности. Очевидно, что непрерывные процессы адсорбции с такими перемещающимися в аппарате сорбентами будут

сопровождаться механическим разрушением зерен и значительным пылеобразованием. Именно поэтому непрерывному осуществлению адсорбции нередко предпочитают полунепрерывные процессы сорбции в аппаратах с неподвижным слоем сорбента, в которых проблема механической прочности зерен сорбента стоит не столь жестко.

. КЛАССИФИКАЦИЯ И УСТРОЙСТВО АДСОРБЕРОВ

В таблице приведена классификация адсорберов в зависимости от характера их работы и конструктивных признаков:

Классификационный признак	Адсорберы
По характеру работы	Непрерывного действия Периодического действия
По состоянию адсорбента	С подвижным взвешенным адсорбентом С неподвижным адсорбентом
По агрегатному состоянию среды	Для адсорбции из газовой или паровой фазы Для адсорбции из жидкой фазы
По конструкции адсорбера	Колонного типа Фильтрпрессы, мешалки
По типу адсорбента	Активированный уголь, силикагель, костяной уголь, целлюлозная масса, глина, кизельгур и др.

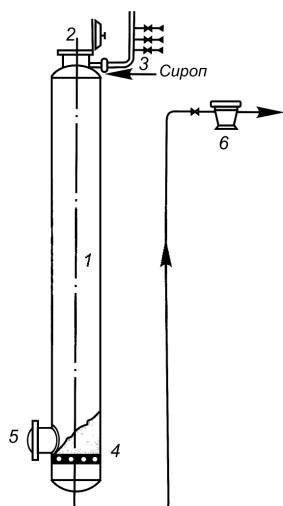


Рис. 23.4. Колонный адсорбер: 1 – цилиндрический сосуд; 2 – горловина; 3 – труба для подачи сиропа; 4 – решетка; 5 – люк; 6 – фильтр

В пищевой промышленности наибольшее распространение получили аппараты периодического действия для обработки жидких систем с целью их обесцвечивания. Эти аппараты изготавливают в виде колонн, фильтров или смесителей. .

В настоящее время успешно применяют адсорберы непрерывного действия.

Наряду с применением подвижного адсорбента весьма перспективны одно- и многоступенчатые адсорберы с псевдооживленным слоем, как это показано на рис. 23.7 и 23.8.

Адсорбер представляет собой цилиндрический вертикальный корпус 1, внутри которого смонтированы газораспределительная решетка 2 и пылеулавливающее устройство типа циклона 3 (рис. 23.7). 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 4, а выводится через верхний патрубок 5, пройдя предварительно пылеулавливающее устройство.

Многоступенчатый тарельчатый адсорбер с псевдоожиженным слоем представляет собой корпус 1, в котором расположены газораспределительные решетки 2 с переливными патрубками 3, служащими одновременно затворами для газового потока (рис. 23.8). Адсорбент поступает в верхнюю часть адсорбера и перетекает с верхней на нижележащую тарелку. С нижней тарелки адсорбент через шлюзовый затвор 4 выгружается из адсорбера. Исходная парогазовая смесь поступает в адсорбер снизу и удаляется через верхний патрубок.

Многоступенчатый адсорбер отличается от одноступенчатого тем, что работает по схеме, близкой к аппаратам идеального вытеснения, что позволяет проводить

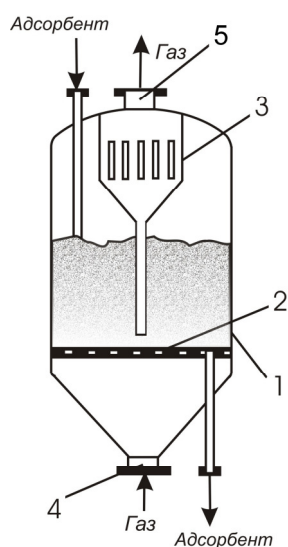


Рис. 23.7. Одноступенчатый адсорбер непрерывного действия с псевдоожиженным слоем: 1 – корпус; 2 – газораспределительная решетка; 3 – пылеулавливающее устройство; 4 – нижний патрубок; 5 – верхний патрубок

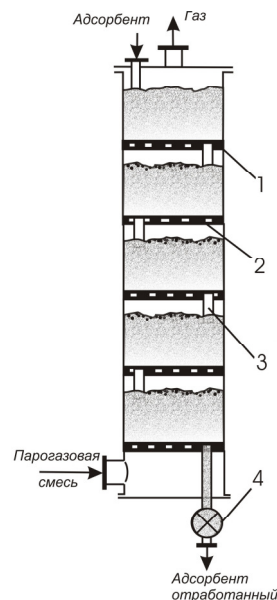


Рис. 23.8. Многоступенчатый адсорбер с псевдоожиженным слоем: 1 – корпус; 2 – газораспределительная решетка; 3 – переливной патрубок; 4 – шлюзовый затвор

процесс адсорбции в противотоке.

. ПЕРСПЕКТИВНЫЕ СХЕМЫ АДСОРБЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

В качестве примера на рис. 23.9 показана установка для очистки в процессе фракционирования водно-спиртовой смеси в неподвижном слое АУ.

Водно-спиртовую смесь 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. Водно-спиртовую смесь подают в низ адсорбера под распределительную решетку.

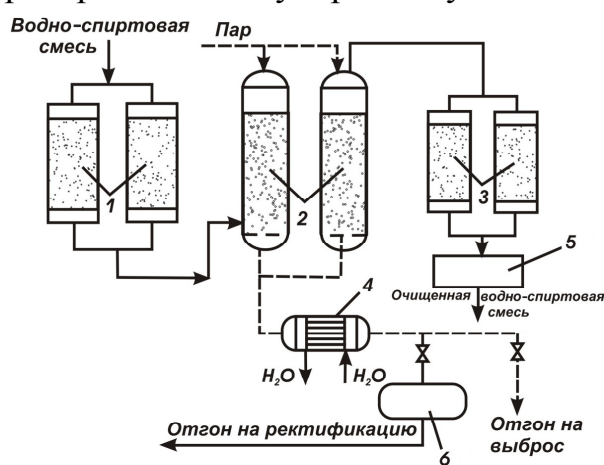


Рис. 23.9. Схема установки для очистки водно-спиртовой смеси в неподвижном слое активированного угля: 1, 3 – фильтры; 2 – адсорберы; 5, 6 – емкости; 4 – холодильник-конденсатор

Скорость подачи полупродукта в адсорбер со свежим или регенерированным углем зависит от сорта водки и составляет от 30 до 60 дал/ч. 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 % (по объему). Установка из двух периодически работающих адсорберов обеспечивает 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.

Регенерацию угля проводят во вращающихся печах при температуре 800...850 °С. Потери угля при прокаливании составляют до 20 %.

При очистке водно-спиртовых смесей 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 суспензию отстаивают, а затем фильтруют на рамных фильтрах и фильтр-прессах.

Интенсификации адсорбционной очистки водно-спиртовой смеси достигают проведением адсорбции в псевдоожиженном слое мелкозернистого активного угля. Водно-спиртовую смесь 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.

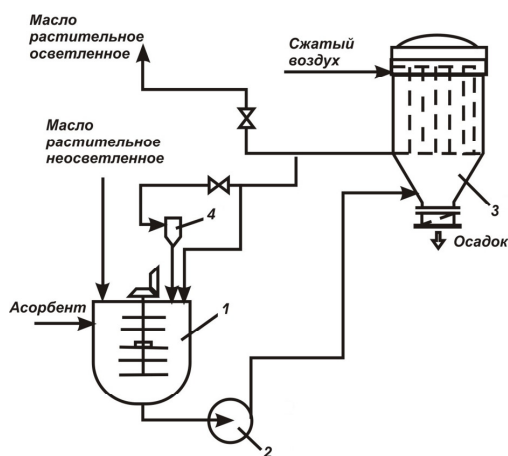


Рис. 23.12. Адсорбционная установка для очистки растительного масла: 1 – адсорбер; 2 – насос; 3 – фильтр; 4 – ловушка

Адсорбционная установка предназначена для осветления (рафинирования) растительного масла (рис. 23.12). В процессе адсорбционной очистки растительных масел удаляют значительное количество перекисных соединений, красящих веществ, фосфолипидов, натриевых мыл жирных кислот. В адсорбер 1

поступает неосветленное растительное масло, где интенсивно смешивается с глинистым адсорбентом под вакуумом. Адсорбция продолжается около 30...40 мин. Затем насос 2 подает масло с адсорбентом в листовой фильтр 3. Первые порции фильтрата содержат обычно частицы глины, их возвращают в смеситель (адсорбер). Последующие осветленные порции фильтрата направляют на дальнейшую переработку. Фильтровальный осадок продувают сжатым воздухом (или паром), для подсушивания и разрыхления. При этом из осадка выдавливают масло. В ловушке 4 происходит отделение масла от воздуха или капель сконденсировавшегося пара. Затем открывают клапан в нижней части фильтра и производят вибросброс осадка.

. ИОНООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Ионообменные процессы широко применяются для водоподготовки: умягчения и обессоливания воды, очистки растворов, разделения смеси веществ и т. д. В сахарной промышленности иониты используются для очистки соков и сиропов. С их помощью можно удалить из сахарных растворов почти все несахаристые вещества. В виноделии иониты используются 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. В ионообменных процессах осуществляется избирательное поглощение одного или нескольких компонентов из растворов с помощью ионитов.

Ионообменные процессы отличаются от адсорбционных тем, что происходит обмен ионами между ионитами и раствором. При этом идет перемещение ионов из растворов к

поверхности ионита, а ионы с поверхности ионита переходят в раствор.

В качестве ионитов используются 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 1 г ионита.

Следует отметить, что иногда гетерогенная химическая реакция двойного обмена, протекающая на поверхности раздела твердой и жидкой фаз, является наиболее медленной стадией ионообменного процесса, лимитирующей скорость процесса в целом.

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 они 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 $-\text{SO}_3^{2-}$, карбоксильные группы $-\text{HCOO}^-$, фосфоновые группы $-\text{PO}_3\text{H}^{2-}$, несущие отрицательный заряд. Аниониты содержат амидогруппы $-\text{NH}_3^+$, аминогруппы $-\text{NH}_2^+$, 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. В производственной практике широко распространены

ионообменные установки периодического действия с неподвижным слоем ионита (рис. 23.13).

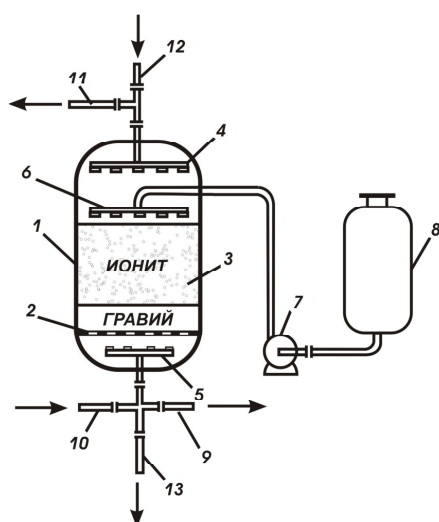


Рис. 23.13. Схема ионообменной установки периодического действия: 1 – корпус аппарата; 2 – опорная решетка; 3 – слой ионита; 4–6 – распределители; 7 – центробежный насос; 8 – бак с регенерирующим раствором; 9 – труба для выхода отработанного раствора после ионообмена; 10, 11 – труба для подачи и вывода промывной воды после ионообмена; 12 – труба для подачи исходного раствора при ионообмене и промывной воды после регенерации; 13 – труба для вывода регенерирующего раствора и промывной воды после регенерации

Ионообменный аппарат состоит из цилиндрического корпуса 1 и опорной решетки 2, на которой расположен слой гранулированного ионита 3. Для более равномерного распределения раствора по площади поперечного сечения аппарата и предотвращения уноса мелких частиц ионита имеются распределительные устройства 4 и 5 в виде труб, снабженных колпачками или щелями для прохода раствора. Иногда в качестве распределительного устройства

используют подушку (высотой не более 200 мм) из инертного зернистого материала, например гравия, насыпаемого на решетку 2.

Полный цикл работы аппарата складывается из следующих стадий: собственно ионообмена; отмывки ионита от механических примесей; регенерации ионита; отмывки ионита от регенерирующего раствора. На первой стадии обрабатываемый раствор поступает через распределительное устройство 4, проходит сквозь слой ионита сверху вниз и удаляется через распределительное устройство 5. На второй стадии через устройство 5 подается под давлением промывная вода, которая проходит сквозь слой ионита снизу вверх и удаляется через распределительное устройство 4. Для регенерации отработанного ионита через распределительное устройство 6 (насосом 7 из бака 8) в аппарат поступает регенерирующий раствор, который движется сквозь слой ионита в том же направлении, что и обрабатываемый раствор на первой стадии.

В качестве регенерирующих растворов при очистке воды используют растворы солей (например, хлористого натрия), а также растворы различных кислот и щелочей (серной кислоты, едкого натра и др.), причем в некоторых ионообменных аппаратах исходный и регенерирующий растворы движутся в противоположных направлениях. При этом степень очистки повышается, т. к. обрабатываемый раствор, приближаясь к выходу из слоя ионита, взаимодействует с лучше отрегенированной частью этого слоя.

По окончании стадии регенерации производят тщательную отмывку ионита от регенерирующего раствора водой, которая проходит сквозь слой в направлении сверху вниз. После этой завершающей стадии цикл работы аппарата начинается снова. Работа ионообменных установок в ряде случаев может быть интенсифицирована при использовании движущегося или кипящего слоя ионита, способствующего

повышению скорости сорбции и лучшему использованию емкости ионита.

Ионообменные колонны периодического действия с неподвижным и взвешенным слоем могут применяться (как и обычные адсорберы) в виде колонн в ионообменных установках непрерывного действия.

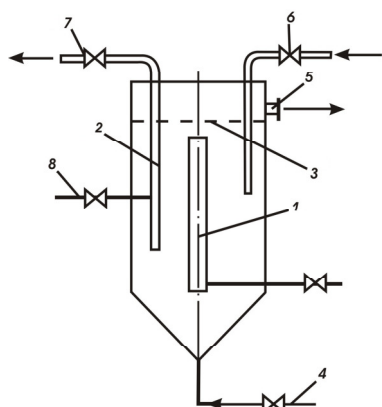


Рис. 23.14. Ионообменная колонна с пневматическим перемешиванием: 1 – центральная эрлифтная труба для перемешивания; 2 – эрлифт для транспортирования ионита; 3 – сетка; 4 – труба для подачи исходной пульпы; 5 – штуцер для отвода пульпы; 6, 7 – трубы для подачи и отвода ионита; 8 – труба для подачи сжатого воздуха

Ионообменные колонны непрерывного действия могут работать с движущимся и кипящим слоем ионита. Для проведения непрерывных процессов ионообмена в кипящем слое возможно использование

ступенчато-противоточных аппаратов с ситчатыми тарелками и переливными устройствами по типу адсорбера, показанного на рис. 23.9.

В этом аппарате жидкость протекает снизу вверх со скоростью, большей скорости начала псевдооживления частиц ионита. На каждой тарелке ионит находится во взвешенном состоянии, через переливные патрубки он «перетекает» на

нижерасположенные тарелки и с нижней тарелки непрерывно отводится на регенерацию. При проведении непрерывного процесса становится возможным отдельные его стадии (ионообмен, регенерацию и отмывку ионита) осуществлять в отдельных аппаратах.

В промышленной практике непрерывную ионообменную сорбцию из пульп в кипящем слое ионита проводят с помощью нескольких последовательно соединенных *полых колонн с пневматическим перемешиванием* (рис. 23.14).

В каждой колонне осуществляется интенсивная циркуляция пульпы посредством сжатого воздуха, подаваемого в центральную трубу 1, которая работает по принципу эрлифта.

. РЕГЕНЕРАЦИЯ ПОГЛОТИТЕЛЕЙ (ДЕСОРБЦИЯ)

Извлечение адсорбированного вещества из твердого поглотителя (десорбция) является необходимой составной частью всех технологических процессов адсорбции, проводимых в замкнутом цикле. Стоимость десорбции оказывает большое влияние на общую экономичность проведения процессов разделения и очистки веществ адсорбционными методами.

К числу основных методов десорбции (регенерации адсорбента) относятся:

вытеснение из адсорбента поглощенных компонентов посредством агентов, обладающих более высокой адсорбционной способностью, чем поглощенные компоненты;

испарение поглощенных компонентов, обладающих относительно высокой летучестью, путем нагрева слоя адсорбента.

В некоторых случаях для удаления из адсорбента смолообразных и других продуктов, образующихся в результате побочных процессов, окончательную очистку адсорбента осуществляют выжиганием этих компонентов (окислительная регенерация адсорбента). Выбор того или иного способа десорбции производится на основе технико-экономических соображений, причем часто указанные выше способы применяются в комбинации друг с другом.

На практике процессы десорбции обычно осуществляют путем пропускания пара или газа, не содержащего адсорбтива, через слой адсорбента после завершения прямого процесса (адсорбции). Для повышения скорости извлечения десорбцию проводят наиболее часто при повышенных температурах,

например, пропуская через слой адсорбента предварительно нагретый десорбирующий агент. В качестве десорбирующих агентов используют острый насыщенный или перегретый водяной пар, пары органических веществ, а также инертные газы. Так, для регенерации активированного угля его обрабатывают водяным паром при температуре, не превышающей 200 °С. Силикагель регенерируется при нагревании его до 300 °С.

При десорбции нагреванием адсорбента большую роль играет принятая температура, т. к. при ее занижении происходит неполная десорбция (регенерация), а при чрезмерном повышении – разрушение структуры адсорбента. Оптимальная температура зависит от природы адсорбента и адсорбата и определяется опытным путем. При этом различают две характерные температуры: пороговую T' , при которой в вакууме (140 Па) в течение 10 мин удаляется 50 % адсорбированного вещества, и температуру быстрой десорбции T'' , обеспечивающую восстановление адсорбционной способности на 99 % в течение 30 мин.

При высоких скоростях потока внешний массообмен

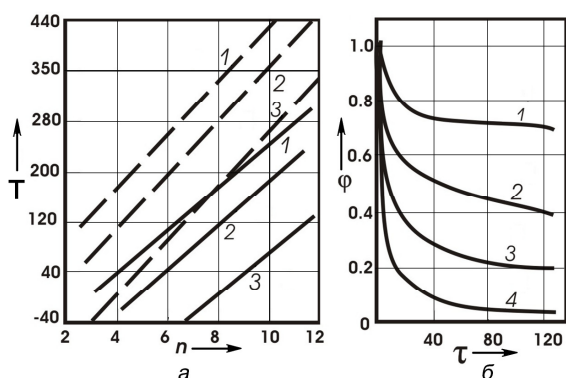


Рис. 23.15. Кинетические кривые десорбции: а – зависимость температур T' и T'' для нормальных парафиновых углеводородов от числа атомов углерода в молекуле углеводорода; 1 – цеолит NaX; 2 – активный уголь AP-3; 3 – силикагель КСМ; — — — — — температуры T' ; - - - - - температуры T'' ; б – зависимость степени насыщения цеолита NaX нормальными парафиновыми углеводородами от продолжительности десорбции под вакуумом при 150 °С; 1 – н-нонан; 2 – н-октан; 3 – н-гептан; 4 – н-гексан

(испарение адсорбата с наружной поверхности гранул) практически не влияет на скорость десорбции, контролируруемую, главным образом, отрывом молекул от поверхности адсорбента и их диффузией в его пористых каналах.

Скорость десорбции в потоке газа, однако, меньше, чем в

вакууме, но эта разница понижается по мере уменьшения размеров зерен или гранул адсорбента. Процесс десорбции может быть значительно ускорен путем предварительного нагревания слоя адсорбента внешним теплоносителем и последующей продувки небольшим объемом газа. В этом случае десорбция протекает практически при постоянной температуре. С ростом последней не только ускоряется процесс десорбции, но уменьшается расход газа и возрастает концентрация адсорбата в уходящем газовом потоке.

Для ряда веществ и адсорбентов установлены некоторые закономерности изменения температур T' и T'' . Так, для парафиновых углеводородов найдены зависимости T' и T'' от числа атомов углерода n в молекуле (рис. 23.15, а). Мы видим, что каждому веществу и каждому адсорбенту соответствуют свои значения T' и T'' , причем они минимальны для силикагеля, наиболее часто применяемого в промышленности.

Кинетические кривые десорбции почти во всех случаях имеют вид, аналогичный показанному на рис. 23.15, б, где по оси абсцисс отложено время τ (мин), а по оси ординат – степень насыщения φ (обратная степени десорбции) адсорбента. Как видно из рис. 23.15, б, скорость десорбции зависит от свойств адсорбента и адсорбата, причем она резко падает в начале процесса, а по истечении некоторого промежутка времени процесс десорбции практически прекращается. Остаточное насыщение адсорбента или остающееся в нем удельное количество вещества по достижении $\varphi = \text{const}$ называется удерживающей способностью адсорбента. Последняя различна для разных систем адсорбент–адсорбат, определяется опытным путем и должна учитываться при расчете адсорбционных аппаратов.

После проведения процесса десорбции слои адсорбента обычно подвергают сушке и охлаждению.

Десорбцию острым водяным паром наиболее часто применяют в процессах рекуперации летучих растворителей на

активном угле. При этом основная масса поглощенного вещества выделяется из поглотителя в начале десорбции. По мере приближения к концу процесса скорость его значительно снижается, а расход водяного пара на единицу десорбируемого продукта сильно возрастает. Поэтому из технико-экономических соображений адсорбируемое вещество извлекают из поглотителя не полностью, оставляя некоторое количество его в адсорбенте.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ АДСОРБЕРОВ

Расчет процессов адсорбции весьма сложен, поскольку сложен сам процесс: здесь присутствуют акты массообмена применительно и к отдельному зерну сорбента, и к коллективу зерен; на явление адсорбции накладывается еще перенос теплоты. Строгие расчеты возможны лишь для самых простых технологических ситуаций, поэтому идут на существенное упрощение моделей процессов, описывающих их уравнений и условий. Но даже и в этом случае чаще всего необходим достаточно громоздкий математический аппарат. В этой связи зачастую используют более простые эмпирические и полуэмпирические методы расчета, обеспечивающие вполне достаточную точность при определении основных технологических параметров аппаратов.

Ниже приведены расчеты адсорберов с неподвижным, с движущимся и псевдооживленным пылевидным адсорбентом.

Адсорберы с неподвижным слоем. Продолжительность T полного цикла в адсорбере с неподвижным слоем адсорбента (как и в любом адсорбере периодического действия) складывается из времени собственно адсорбции τ , времени десорбции τ_d , в течение которого через адсорбент продувают вытесняющий агент, и времени сушки и охлаждения адсорбента τ_c . Величины τ_d и τ_c устанавливают опытным путем,

а их сумма составляет продолжительность вспомогательных операций

$$\tau_d + \tau_c = \tau_{всп}. \quad (23.20)$$

Таким образом,

$$T = \tau + \tau_{всп}. \quad (23.21)$$

Для проведения адсорбции непрерывным способом применяют установки, состоящие из нескольких адсорберов периодического действия, в которых попеременно происходят адсорбция и вспомогательные операции (десорбция и сушка). Число адсорберов должно быть равным или кратным двум. Для работы таких установок необходимо соблюдение условия

$$\tau \geq \tau_{всп}. \quad (23.22)$$

Приближенно продолжительность τ собственно процесса адсорбции можно определить исходя из средней концентрации $\bar{X}_1$ адсорбированного вещества в начальный момент времени и концентрации $\bar{X}_2$ этого вещества в конечный момент. Если масса адсорбента в слое равна $G_{сл}$, кг, то количество поглощенного вещества за один цикл составит, кг

$$M = G_{сл}(\bar{X}_2 - \bar{X}_1). \quad (23.23)$$

Величина M может быть определена и по уравнению

$$M = \omega_0 S \rho_{см} (\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2) \tau, \quad (23.24)$$

где ω_0 – фиктивная скорость парогазовой смеси, м/с; S – площадь поверхности сечения адсорбера, м²; $\rho_{см}$ – плотность парогазовой смеси, кг/м³; $\bar{Y}_1$ – концентрация поглощаемого вещества в газе, поступающем на адсорбцию, кг/кг; $\bar{Y}_2$ – минимальная концентрация вещества в газе, которую еще можно определить анализом, кг/кг.

При дальнейшем протекании процесса адсорбции сечения слоя будут перемещаться вверх. Причем работать в каждый данный момент будет только слой, заключенный между этими сечениями. Так, в момент τ_3 работающим будет слой $H_3 - H'_3$.

Слой высотой H'_3 (на высоте H'_3 концентрация равна $\bar{X}_n$)

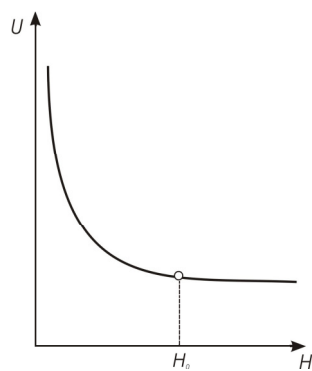
будет отработанным, а слой высотой $H - H_3$ (на высоте H_3 концентрация равна $\bar{X}_c$) еще не будет работать.

По скорости перемещения поверхности равных концентраций, соответствующих $\bar{X}_c$ (или при перемещении фронта концентраций $\bar{X}_c$), процесс адсорбции может быть разделен на два периода.

1. Период уменьшающейся скорости, ограниченной временем τ_0 и высотой слоя H_0 .

2. Период постоянной скорости ($\tau > \tau_0$).

Зависимость скорости u , м/с, перемещения фронта равных концентраций от высоты слоя H , м, показана на рис. 23.17.



Величина, обратная скорости u , называется коэффициентом поглотительного действия слоя и обозначается $1/u = k$, с/м.

Рис. 23.17. Зависимость скорости перемещения фронта равных концентраций от высоты слоя адсорбента

ЛЕКЦИЯ 23.

КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ И РАСТВОРЕНИЕ.

ПЛАН.

.1. ПРЕДСТАВЛЕНИЯ О МАССОВОЙ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ.

2.. ОСНОВНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССА КРИСТАЛЛИЗАЦИИ.

3.ВОЗНИКНОВЕНИЕ КРИСТАЛЛИЧЕСКИХ ЗАРОДЫШЕЙ.

4.КИНЕТИКА РОСТА КРИСТАЛЛОВ ПРИ МАССОВОЙ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ.

5.МЕТОДЫ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ.

Кристаллизацией называется массообменный процесс выделения твердой (кристаллической) фазы в виде правильной структуры из твердой, жидкой или газообразной фазы, при

котором осуществляется перенос вещества–кристаллизанта через границу (поверхность) раздела соприкасающихся фаз. Явление образования нескольких кристаллических форм у данного соединения носит название полиморфизма. Кристаллы, включающие молекулы воды, называют кристаллогидратами, причем в зависимости от условий проведения процесса кристаллизации одно и то же вещество может кристаллизоваться с разным числом молекул воды. В пищевой технологии выделение твердой фазы из растворов в виде кристаллического продукта является завершающей стадией технологических процессов, например, получения сахарозы, глюкозы, лактозы, поваренной соли.

С физико-химической точки зрения образование кристаллов – фазовый переход вещества из стабильного жидкого состояния в стабильное кристаллическое. В качестве жидкой фазы может служить раствор или расплав. В дальнейшем преимущественно рассматривается кристаллизация из растворов, хотя разница между раствором и расплавом может быть иногда весьма условной.

Поскольку кристаллическое состояние твердых тел является более устойчивым, чем аморфное, то естественным процессом является постепенный переход вещества из аморфного состояния в кристаллическое. В обычных условиях этот процесс идет очень медленно, но его можно ускорить повышением температуры..

Кристаллизационные процессы – это обычно многотоннажные производства, реализуемые в специальной аппаратуре – промышленных кристаллизаторах. Отделение растворенных веществ от растворителя требует больших габаритов этих аппаратов и высоких энергетических затрат. Расчет и оптимизация кристаллизационных аппаратов возможны лишь при ясном понимании физико-химической основы процесса кристаллизации и влияния определяющих его внешних условий как на микроскопическом, так и на

макроскопическом уровне.

Техническое осуществление процесса массовой кристаллизации связано не только с основными физико-химическими параметрами – температурой, давлением и концентраций компонентов, но и с организацией потоков теплоты и массы, обусловливаемых гидродинамической обстановкой в аппарате. Эти макроскопические процессы, в свою очередь, воздействуют на кинетику микроскопических процессов – нуклеации и роста первоначальных зародышей, а тем самым и на качество конечного продукта – габитус, размеры и распределение получаемых кристалликов по размерам.

Твердая фаза выделяется из растворов в том случае, если ее химический потенциал меньше химического потенциала выделяющегося компонента в растворе. Однако современное положение теории растворов до сих пор не позволяет рассчитать значение химических потенциалов в концентрированных растворах, поэтому в большинстве случаев пользуются экспериментальными результатами измерения растворимости.

– $C_p = \Delta C$. При достаточно малых значениях этой разности (пересыщения) кристаллизация может протекать столь медленно, что в отсутствие затравки пересыщенный раствор находится в так называемом *метастабильном* состоянии весьма длительное время. На рис. 24.1 штриховой линией показана примерная граница метастабильной зоны, выше которой в *лабильной* зоне начинается быстрая спонтанная кристаллизация.

Граница метастабильности не является физико-химической характеристикой системы, так как она зависит от чистоты раствора, гидравлических условий, наличия твердой фазы и ряда других факторов. Поэтому можно условно говорить лишь о границе метастабильности в данных условиях кристаллизации. При этом хорошо растворимые соли обычно

допускают не очень большие значения относительного пересыщения C/C_p , а для слабо растворимых веществ это отношение C/C_p может достигать десятка и даже более.

На рис. 24.1 можно отобразить способы осуществления процесса кристаллизации. Пусть точка M соответствует ненасыщенному раствору. Если понижать температуру, то изображающая этот процесс горизонтальная линия пересечет кривую $C_p(T)$ в точке N , и система попадет в область пересыщения. До точки K кристаллизация возможна лишь при добавке затравочных кристалликов, и раствор будет возвращаться в состояние, описываемое равновесной кривой. Если же удастся осторожно пересечь метастабильную область, то в точке K начнется спонтанное образование центров кристаллизации, и последняя будет почти мгновенна (*изогидрическая кристаллизация* при постоянном количестве растворителя – воды).

Кроме того, возможен переход из точки M через пограничную равновесную кривую $C_p(T)$ по вертикали (точки N^* и K^*). Подобная *изотермическая* кристаллизация осуществляется обычно выпариванием части растворителя, вызывающим естественное повышение концентрации раствора.

Пищевая технология часто связана с процессами зарождения и роста кристаллов. Они являются решающими для способов очистки продуктов, формирования их физико-химических характеристик, сушки, разделения фаз и многих других. Для производственных условий применяется термин «массовая кристаллизация», учитывающий особенности одновременного образования и роста большого числа кристаллов. Особенности массовой кристаллизации сводятся к следующему:

– **фазообразованию** при массовой кристаллизации, протекающему в широком интервале температур и пересыщений растворов, часто в сложных гидродинамических условиях;

- **зародышеобразованию**, имеющему значительно большее значение, чем при росте монокристаллов, протекающему сложнее и связанному с сопутствующими явлениями (вторичным зародышеобразованием, агломерацией), а также определяющему кинетику **фазообразования** и во многом физико-химические характеристики осадка;
- **перекристаллизации осадка**, агрегации кристаллов, дроблению частиц, слеживаемости и ряду других.

. ОСНОВНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССА КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Кристаллизация как процесс состоит из ряда этапов. К ним относятся образование пересыщенного раствора или переохлажденного расплава, появление зародышей, рост кристаллов и перекристаллизация. Следует отметить, что очередность отдельных этапов во времени может быть разной. Они либо следуют один за другим, либо протекают почти одновременно, совмещаясь друг с другом.

В целом кинетика кристаллизации может быть охарактеризована следующими основными параметрами: степенью пересыщения или переохлаждения, скоростью зародышеобразования и скоростью роста кристаллов. Кроме того, при описании процесса кристаллизации следует учитывать, например, период индукции, максимальную скорость кристаллизации, кинетический порядок процесса и т. д. Остановимся, прежде всего, на тех параметрах, которые необходимы для общего представления и понимания сути данного процесса.

Пересыщение или переохлаждение являются ***движущей силой процесса кристаллизации***. Пересыщенными растворами называются растворы, концентрация которых превышает равновесную концентрацию (растворимость).

Переохлажденными расплавами называют расплавы, имеющие температуру ниже температуры плавления. Отсюда следуют и представления о степени пересыщения или переохлаждения.

Для характеристики степени пересыщения используются три величины: абсолютное пересыщение ΔC , относительное пересыщение δ и коэффициент пересыщения α . Они соответственно равны

$$\Delta C = C - C_p, \quad (24.2)$$

$$\delta = (C - C_p) / C_p, \quad (24.3)$$

$$\alpha = C / C_p. \quad (24.4)$$

Степень переохлаждения обычно оценивается одной величиной – абсолютным переохлаждением $\Delta T = T_f - T$ (T_f – температура плавления).

Ход кристаллизации графически изображается зависимостью «концентрация – время». Под скоростью кристаллизации понимают либо изменение концентрации раствора (расплава), отнесенное к единице времени $\dot{m} = \Delta c / \Delta t$, либо количество кристаллической фазы, образовавшейся в единицу времени в единице объема $\dot{m} = \Delta m / (\Delta t \Delta V)$. Скоростью образования зародышей называют число центров кристаллизации, образующихся в единицу времени $\dot{N} = \Delta N / \Delta t$. Скорость роста каждого кристалла в отдельности описывается совокупностью линейных скоростей роста отдельных его граней. Под линейной скоростью роста понимается перемещение грани параллельно самой себе, происходящее за единицу времени $\dot{L} = \Delta L / \Delta t$.

Скорость кристаллизации в системе определяется скоростями зародышеобразования и роста отдельных кристаллов. Естественно, все, что оказывает влияние на зародышеобразование и линейные скорости роста, отражается и на кинетике процесса кристаллизации в целом.

Скорость зарождения кристаллов характеризуют числом центров кристаллизации, возникающих в единице объема

охлаждаемой смеси за единицу времени. Различают гомогенный и гетерогенный механизмы зарождения кристаллов. При гомогенном механизме предполагают отсутствие в исходной смеси посторонних твердых частиц, на которых могут образоваться кристаллы; их зарождение в этом случае определяется флуктуациями энергии. При гетерогенном механизме зарождение кристаллов происходит на твердых поверхностях, а также на взвешенных в переохлажденной смеси мельчайших твердых инородных частицах.

Кристаллизация может проходить в кинетической, диффузионно-кинетической или диффузионной областях. В первой из них скорость процесса определяется реакцией взаимодействия простейших строительных частиц (ионов или молекул) с поверхностью кристаллов, т. е. непосредственно актом перехода вещества из жидкой фазы в твердую. Во второй – скорости взаимодействия на границе раздела фаз и диффузии примерно равны, и обе влияют на скорость фазового превращения. Наконец, в третьем случае скорость кристаллизации определяется скоростью диффузии.

В зависимости от того, при каких пересыщениях начинается и проходит кристаллизация, наблюдаются те или иные свойственные ей явления. Например, для лабильной области характерно гомогенное зародышеобразование, появление сростков и дендритов. Напротив, в метастабильной области, особенно в первой ее части при очень низких пересыщениях, кристаллизация возможна только при введении затравки. Наблюдается в основном вторичное зародышеобразование.

При очень низких пересыщениях и в насыщенном растворе наблюдается перекристаллизация осадка. Она приводит к исчезновению мелких и увеличению за их счет более крупных частиц. Возможно также некоторое изменение поверхности кристаллов в сторону образования более совершенных форм.

Кристаллические продукты характеризуются средним размером частиц и гранулометрическим составом. Которые зависят от условий образования твердой фазы, кроме того, существенное значение имеет также форма кристаллов и наличие в продукте кристаллических сростков и конгломератов.

. ВОЗНИКНОВЕНИЕ КРИСТАЛЛИЧЕСКИХ ЗАРОДЫШЕЙ

В концентрированных растворах все элементарные процессы, сопровождающие кристаллизацию, протекают с такой высокой скоростью, что можно говорить, как показал И.В.Мелихов, о феномене концентрационного влияния среды на кристаллизацию как проявлении кооперативного взаимодействия молекул кристаллизующегося вещества (кристаллизанта) в растворе. При этом кооперативность взаимодействия оказывается существенной на всех стадиях кристаллизации, а именно при зарождении и росте кристаллов, при агломерации и созревании кристаллизующейся фазы.

Кооперативность взаимодействия проявляется в том, что перешедшие из раствора в кристаллы молекулы кристаллизанта, увеличивая площадь поверхности кристаллов, способствуют переходу последующих молекул; и так до тех пор, пока в растворе не исчезнет вещество, способное перейти в кристаллы. Увеличение площади поверхности преобладает на первом, а исчезновение вещества – на втором этапе кристаллизации.

Образование кластеров молекул растворенного вещества. В растворе любой концентрации часть молекул кристаллизанта образует группы, в которых молекулы входят в ближайшие координационные сферы друг друга. У некоторых из таких групп молекулы не прерывают контакта друг с другом в течение периода τ_c , значительно превышающего период τ_0 между их трансляционными движениями. Группу, в которой

все молекулы удовлетворяют условию $\tau_c \gg \tau_0$, можно рассматривать как кластер, перемещающийся как единое целое. Время жизни такого кластера равно минимальному из значений τ_c у составляющих его молекул. В разбавленных растворах таких кластеров может быть мало. В концентрированных средах они присутствуют в заметных количествах.

Вероятность образования кластеров в объеме раствора иная, чем вблизи поверхности стенок кристаллизатора, или вблизи твердых тел, введенных в раствор. Как правило, твердые тела способствуют образованию кластеров, на что указывает множество косвенных данных. Установлено, что концентрация крупных кластеров, сформированных преимущественно в объеме раствора, возрастает в пределах диффузионного слоя по мере удаления от кристалла, что свидетельствует об их встраивании в кристалл.

При миграции кластера состояние его молекул непрерывно изменяется вследствие вариации межмолекулярных расстояний и параметров взаимной их ориентации. Возможны также скачкообразные изменения конфигурации кластера (реконструкция кластера). В реконструкцию почти одновременно вовлекаются все молекулы кластера. Поэтому при описании кластерообразования каждый кластер следует характеризовать рядом $\{y_i\}$ параметров состояния, включающих массу и скорость движения кластера как целого, пространственные координаты каждой молекулы относительно центра массы, частотами и амплитудами колебательных движений, частотами и направлениями трансляционных перемещений каждого атома и т. д.

В процессе кристаллизации параметры состояния кластеров изменяются направленно и случайным образом.

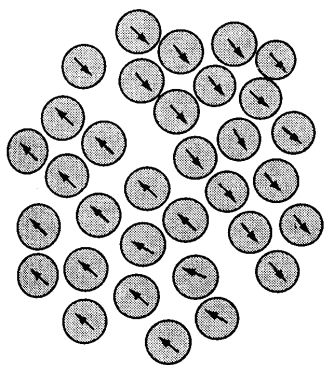


Рис. 24.2. Фрагмент карты распределения стеклянных шаров диаметром 50 мкм, суспензированных в изотермической перемешиваемой вязкой жидкости ($\mu = 0,50$ Па·с, $T = (296 \pm 1)$ К, доля объема, приходящегося на шары, равна 0,3), по скоростям движения (стрелками указано направление движения)

После затухания конвекции, вызванной приготовлением суспензии, в последней наблюдалось синхронное движение групп из $10^2 \dots 10^3$ шаров, между которыми видна четкая граница (рис. 24.2). В этом случае суспензия представляла собой совокупность кластеров, в каждом из которых шары имели сходное направление движения. Таким образом, в концентрированных растворах создаются условия для образования крупных кластеров. На рис. 24.2 видно, что «гидродинамические» кластеры разделены границами толщиной порядка размера частиц. Данный факт указывает на то, что при увеличении размера кластера пограничные частицы соседних кластеров скачкообразно изменяют

направление движения, пристраиваясь к частицам данного кластера.

Установлено, что если в концентрированной суспензии твердых сферических частиц размером $d = 10 \dots 50$ мкм в жидкой среде увеличивать долю объема, приходящегося на частицы, то в суспензии появляются участки, в которых частицы располагаются упорядоченно (рис. 24.3). Участки –

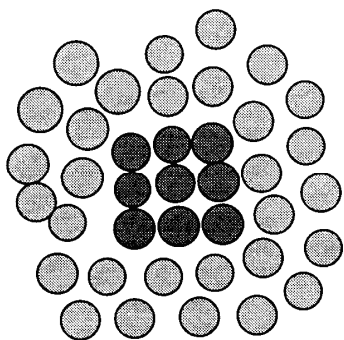


Рис. 24.3. Схема образования кластеров с правильной укладкой частиц (темным цветом даны упорядоченные кластеры)

это кластеры частиц, объединенных по признаку упорядоченного пространственного расположения в виде объемноцентрированной или гранецентрированной укладки.

Образование зародышей кристаллов. Зародышем кристалла является кластер, который в процессе кристаллизации гарантированно разовьется в крупный

кристалл. Так как развитие кластеров происходит на фоне действия случайных факторов, что отражают функции $\xi_{ni}(t)$, то не каждый кластер может превратиться в кристаллы, но удастся это не каждому из них.

КИНЕТИКА РОСТА КРИСТАЛЛОВ ПРИ МАССОВОЙ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

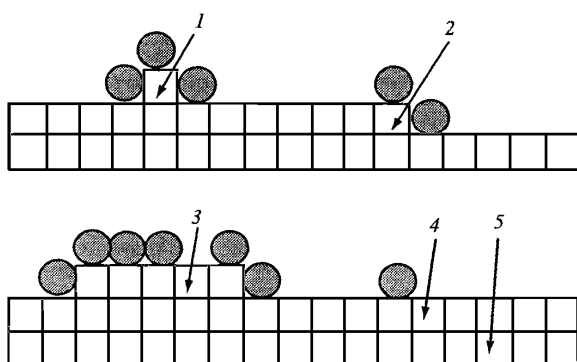


Рис. 24.4. Схема постадийной десольватации молекул кристаллизанта при их переходе в кристалл: 1 – адсорбированная молекула кристаллизанта (I стадия десольватации); 2 – краевая молекула двумерного кластера (II стадия); 3 – внутренняя молекула двумерного кластера (III стадия); 4 – молекула приповерхностного монослоя кристалла (IV стадия); 5 – молекула первого глубинного слоя кристалла (V стадия)

формируют новый слой кристаллизанта, который затем покрывается следующим слоем вещества и так до тех пор, пока пересыщение раствора не будет исчерпано. Переходя из раствора в кристалл, каждая молекула кристаллизанта постадийно изменяет состав ближайших координационных сфер

При росте совершенного кристалла молекулы и кластеры молекул растворенного вещества диффундируют из объема раствора к поверхности кристалла, адсорбируются на гранях, мигрируют вдоль них и образуют двумерные кластеры. Согласно гипотезе И.В.Мелихова эти кластеры разрастаются по поверхности и

своих атомов (рис. 24.4).

При адсорбции из ближайшей координационной сферы удаляется первая часть, при образовании двумерных кластеров – вторая, а при покрытии молекулы следующим слоем – третья часть молекул растворителя. Поэтому рост кристалла можно рассматривать как совокупность диффузии к кристаллу и трех последовательных стадий десольватации, кинетически более выгодных, чем одностадийный полный обмен внутрисферного растворителя на кристаллизант.

На скорость роста несовершенного кристалла влияет количество точечных дефектов и дислокаций (*dislocation* – смещение), а также наличие блочной структуры и трехмерных включений в его объеме. При этом наибольшее влияние на рост оказывают винтовые дислокации (рис. 24.5).

Выход каждой винтовой дислокации на грань кристалла приводит к появлению ступени, которая облегчает десольватацию молекул кристаллизанта и их встраивание в решетку кристалла. Присоединение молекул кристаллизанта к торцу ступени подобно их пристраиванию к краям двумерных кластеров на совершенных гранях. Однако в противоположность двумерным кластерам, каждый из которых функционирует на грани кратковременно, выход винтовой дислокации может действовать длительное время.

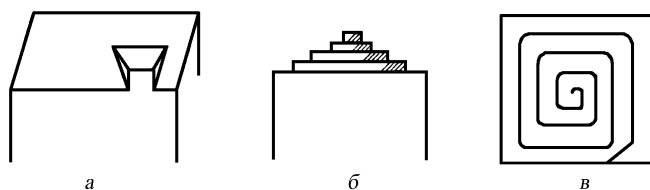


Рис. 24.5. Схематическое изображение роста кристалла за счет винтовой дислокации: а – зарождение дислокаций; б и в – винтовая дислокация

Каждый кластер перестает присоединять молекулы к своему периметру, как только достигает ребер грани или входит

в контакт с соседними кластерами. Винтовая же дислокация присоединяет молекулы до тех пор, пока ее выход остается на грани. При этом вокруг выхода формируется ростовой холм, т.

е. эшелон сближенных ступеней, исходящих из выхода дислокации. Если линия дислокации не перпендикулярна к грани, то вершина холма смещается в процессе роста в сторону, куда наклонена линия дислокации. В момент, когда вершина достигает ребра, дислокация перестает функционировать на данной грани.

Если на грань выходит множество винтовых дислокаций, то холмы роста взаимодействуют друг с другом, взаимно искажая свою форму. Часть холмов сливается в более крупные, вершины которых продолжают перемещаться по грани. Приблизившись к ребру, они могут видоизменяться, превращаясь в источник параллельных ступеней,двигающихся от ребра к центру грани.

Молекула, атом или ион, подошедшие из раствора к поверхности роста, могут далеко не сразу попасть на нужное место и встроиться в кристаллическую решетку. При воздействии силовых полей атомов поверхности кристалла такой «кирпичик» может притянуться к поверхности, но оставаться свободным в своем передвижении вдоль нее, т. е. стать адсорбированным. Закрепиться же этот кирпичик может, лишь попав на соответствующее вакантное место решетки.

Такие вакантные места, в первую очередь, возникают по краям новой еще недостроенной кристаллической плоскости (рис. 24.6), особенно по ее ребрам и углам. Первичный же

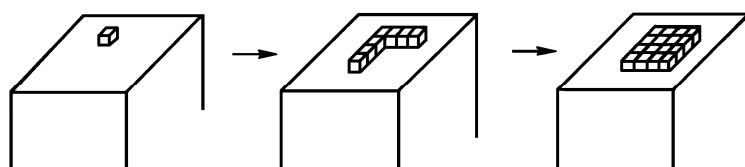


Рис. 24.6. Последовательность образования двумерного зародыша

участок
новой
поверхности
должен
представлять
собой

двумерный зародыш, и его возникновение должно определяться статистическими закономерностями.

Скорость роста кристаллов в диффузионной и кинетической области.

Главной кинетической характеристикой роста кристаллов является зависимость скорости роста от пересыщения раствора на растущей поверхности. Проблема заключается в том, что экспериментально скорость роста определяется как функция пересыщения в объеме раствора, которое даже в динамических условиях не равно пересыщению на поверхности кристалла.

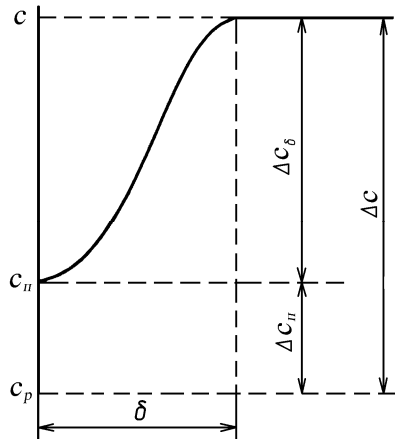


Рис. 24.7. Распределение концентрации у растущей поверхности кристалла: δ – толщина пограничного слоя

Очевидно, что в условиях смешанной кинетики уравнение скорости роста должно учитывать реальные концентрационные условия, складывающиеся в пограничной области на границе кристалл – раствор. Схема распределения концентрации в пограничном слое, которая устанавливается по данным голографических и теневых исследований эволюции раствора в процессе роста кристаллов, приведена на рис. 24.7.

Изменение равновесной концентрации на поверхности кристалла вследствие выделения теплоты кристаллизации достаточно мало и во внимание может не приниматься. Движущими силами процесса являются: перепад концентрации непосредственно на растущей поверхности $\Delta C_s = C_n - C_p$ – для поверхностных реакций и в пограничном слое $\Delta C_\delta = C - C_n$ – для транспортных процессов, C_p – равновесная концентрация при данной температуре, C_n и C – концентрация на поверхности и в объеме раствора. В стационарных условиях роста кристалла вещество, переносимое через пограничный слой, полностью поглощается растущей поверхностью. Из условия баланса вещества следует

$$\beta \Delta C_\delta = k_r \Delta C_s, \quad (24.15)$$

где β – коэффициент массопереноса; k_r – константа

поверхностной реакции.

Коэффициент скорости массопереноса β , м/с, зависит от различных, в том числе и гидродинамических, условий в окружающей кристаллик среде. Это и наличие общих макроскопических течений в кристаллизаторе, и воздействие самих процессов роста и движения кристалликов на течение в непосредственно окружающих его участках среды.

аналитическим путем исключить величину x_n не удастся;

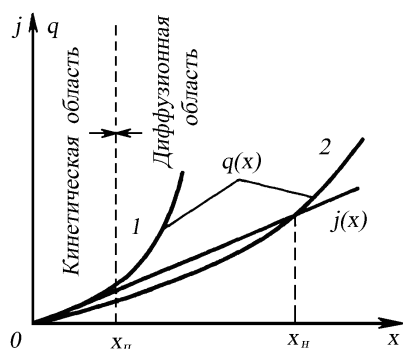


Рис. 24.9. Переход из кинетической области в диффузионную при росте гранул: быстрая (1) и медленная (2) кинетика посадки атома на нужное место

При более медленной кинетике посадки (кривая 2) значение точки пересечения x_n приближается к значению объемного пересыщения x_n . В этом случае расчет диффузионного потока $j = \beta(x_n - x_n)$ из-за малой точности определения этой разности затруднителен. Его следует определять косвенно: $j(x_n \rightarrow x_n) = qx_n$, что соответствует кинетически-контролируемой

области протекания процесса.

Диффузионная теория роста кристаллов. В основе теории лежит понятие о ламинарной пограничной пленке толщиной δ , через которую происходит диффузия молекул к растущему кристаллу. При этом процесс диффузии считается лимитирующим рост и растворение кристаллов. Различную скорость роста граней кристалла объясняют скоростью их растворения. Поэтому рост каждой грани определяется своим пересыщением, а рост кристалла в целом — суммарным эффектом роста всех граней.

Процесс роста кристаллов разделяется на две стадии: диффузию вещества через ламинарный слой к поверхности кристалла и отложение этого вещества на поверхности кристалла (фазовый переход).

Диффузионная теория не объясняет некоторых явлений, наблюдаемых в процессе роста кристаллов, например, ситуацию, когда рост определяется реакцией на границе раздела фаз, послойный рост кристаллов, законы огранки кристаллов, наличие дефектов их строения и т. п.

Теория адсорбционного слоя исходит из того, что молекула кристаллизующегося вещества при подходе к поверхности кристалла теряет часть своей кинетической энергии, в результате чего у нее остается возможность движения только в поверхностном адсорбционном слое. Равновесие адсорбционного слоя с раствором возникает практически мгновенно, и решающим для кинетики является поведение частиц в самом слое. Молекулы, которые находятся у поверхности твердой фазы, имеют несколько возможностей: включиться в кристаллическую решетку, возвратиться в раствор или при большом пересыщении образовать в двумерном слое новые зародыши, вызывающие возникновение и рост новой решетки (в этом случае кристалл растет несовершенно).

Теория послойного роста кристаллов исходит из представлений о последовательном включении ионов в растущую плоскость. Вначале к имеющейся законченной плоскости присоединяется один ион. Этот акт является энергетически наиболее трудным, и в основном именно он определяет скорость роста кристаллов. Присоединившийся ион создает основу нового слоя, и включение в плоскость других ионов происходит гораздо легче. Прежде всего, заканчивается один ряд, к нему присоединяется второй и так продолжается вплоть до завершения ионной плоскости. После завершения роста каждого слоя процесс повторяется, поэтому в целом рост кристаллов имеет периодический волнообразный характер. Энергия, выделяющаяся при включении в плоскости иона (молекулы), зависит от характера силового поля кристаллической решетки.

Процессом, определяющим кинетику роста кристаллов, является образование двумерных зародышей.

Дислокационная теория значительно лучше соответствует действительности. В отличие от рассмотренных выше теорий, разработанных для роста идеальных кристаллов, который наблюдается только в исключительных случаях, дислокационная теория описывает рост реальных кристаллов, имеющих несовершенную кристаллическую решетку. Нарушения в строении решетки, которые могут встречаться в кристаллах, подразделяются на точечные (места с более высокой энергией, вакансии, избыточные частицы, посторонние атомы), винтовые (дислокации) и плоские (системы дислокаций).

Одно из возможных объяснений возникновения дислокаций состоит в том, что в решетку включаются не отдельные ионы, а целые ориентированные группировки. В местах расположения дислокаций значительно понижен энергетический барьер при возникновении новой плоскости. Если новая частица, присоединяющаяся к плоскости, несколько смещена по сравнению с предыдущей, то вместо роста рядами начинается непрерывный спиральный рост кристаллов.

При спиральном росте образование плоских двумерных зародышей необязательно.

Влияние пересыщения на рост кристаллов. Пересыщение или переохлаждение имеет решающее значение при определении скорости роста кристаллов. С увеличением степени пересыщения или переохлаждения скорость роста кристаллов, как правило, возрастает.

Зависимость скорости роста кристаллов от их размеров. В общем случае предполагается, что кроме всего прочего скорость роста кристаллов зависит от размеров L самой растущей частицы. Так, в исследованиях по кристаллизации многих веществ было показано, что линейная

скорость роста уменьшается с увеличением размеров кристаллов.

Если кристалл растет в кинетической области, когда скорость роста определяется процессами, идущими на границе раздела фаз, объяснить наблюдаемую зависимость значительно сложнее. Она должна соблюдаться, если удельная концентрация активных центров на поверхности кристалла будет уменьшаться с увеличением L . Это вполне вероятно, потому что более крупные кристаллы получаются, как правило, при более низких пересыщениях или переохлаждениях, при меньших $\dot{L}$. Последние же обстоятельства способствуют росту кристаллов с более упорядоченной структурой, с меньшим числом дефектов.

Зависимость скорости роста кристаллов от других условий кристаллизации. Одним из наиболее существенных параметров, влияющих на скорость роста кристаллов, является *температура*. С повышением T скорость роста при всех прочих равных условиях должна увеличиваться. Однако на практике повышение температуры не всегда приводит именно к такому результату. Причина этого заключается в зависимости от температуры не только скорости диффузии частиц и скорости процесса на границе раздела фаз, но и ряда других величин и характеристик. В частности, от температуры зависят вязкость раствора, удельная энергия на границе раздела фаз и т. п. Но особенно важно, что от температуры зависят растворимость и степень переохлаждения. Причем, как правило, с ростом температуры уменьшается степень пересыщения или переохлаждения. Следовательно, скорость роста кристалла, с одной стороны, должна возрасти с увеличением T в связи с ускорением процессов взаимодействия частиц, а с другой – замедляться из-за сопутствующего увеличению T снижения пересыщения или переохлаждения. В результате температурная зависимость $d\dot{L}/dT$ приобретает сложный характер. Знак градиента $d\dot{L}/dT$

определяется соотношением эффектов, относящихся к реакциям взаимодействия частиц и $C_p = f(T)$.

Большое влияние на скорость роста кристаллов оказывают *примеси*. Одним из результатов этого влияния становится изменение огранки. Оно происходит в связи с неодинаковым влиянием примесей на рост отдельных граней. Можно также отметить, что влияние примесей не ограничивается изменением линейных скоростей роста, а сказывается также на структуре и блочности кристаллов.

Одним из важных параметров, влияющих на скорость роста, является *интенсивность перемешивания* жидкой фазы, скорость ее движения относительно поверхности твердой частицы. При постоянной температуре и неизменной степени пересыщения раствора скорость роста может значительно изменяться с переменной числа оборотов мешалки или частоты вращения кристалла. Характер зависимости $\dot{L} = f(\omega)$ схематически показан на рис. 24.10.

Механизм влияния перемешивания на линейную скорость роста может быть различным. В частности, он может быть сведен к ускорению диффузии вещества из объема раствора к поверхности и уменьшению толщины околоповерхностного слоя жидкости. Таким образом, влияние перемешивания связано с условиями массопереноса вещества в системе.

В условиях массовой кристаллизации учет зависимости скорости роста от перемешивания раствора усложнен особыми обстоятельствами. К их числу, прежде всего, относится возможность перемещения кристаллов по объему раствора, наряду с вращением их вокруг соответствующих осей. Естественно, это затрудняет учет скорости движения фаз относительно друг друга. Поэтому изучение характера зависимостей $\dot{L} = f(\omega)$ и т. п. приходится проводить на примере роста единичных кристаллов, максимально учитывая при этом особенности коллективного роста.

МЕТОДЫ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Кристаллизация охлаждением может быть осуществлена:

– путем прямого или косвенного теплообмена между горячим раствором, содержащим кристаллизующее вещество, и более холодной средой (газом, например, воздухом или аммиаком и жидкостью, например, водой или рассолом);

– испарением при пониженном давлении и постоянной температуре, называемым обычно вакуум-охлаждением.

Если в качестве охлаждающей среды используется холодный воздух, находящийся в непосредственном соприкосновении с раствором, происходит испарение части растворителя. Однако, как правило, количество выделяющегося кристаллического осадка при прямом охлаждении больше количества, образующегося только вследствие испарения. Поэтому воздушное охлаждение по способу создания пересыщения можно сравнивать с вакуум-охлаждением.

Кристаллизация охлаждением обычно применяется для веществ, растворимость которых резко уменьшается с понижением температуры.

По мере охлаждения раствора он постепенно становится все более пересыщенным, пока не достигнет неустойчивого или метастабильного состояния. После этого из него спонтанно осаждаются твердая фаза либо в виде большого количества зародышей, либо на затравочных кристаллах (если они присутствуют в достаточном количестве), ускоряя их рост. Может быть достигнуто состояние, при котором образование зародышей и кристаллизация на затравке протекают одновременно. Эти процессы продолжаются по мере охлаждения раствора до конечной температуры. Однако и по достижении этой температуры раствор еще содержит некоторое остаточное пересыщение, которое может быть относительно небольшим или очень высоким, но значение его

в любом случае слишком мало, чтобы поддерживать дальнейшее образование зародышей или их рост. В зависимости от окружающей среды остаточное пересыщение снимается за время от нескольких секунд до нескольких месяцев.

Поскольку в растворе сохраняется некоторое остаточное пересыщение, выход продукта при кристаллизации охлаждением иногда может быть меньше выхода, рассчитанного по кривым растворимости, при условии, что не происходит испарения. В практических условиях всегда возможно испарение охлаждаемого раствора вследствие соприкосновения с воздухом. К тому же часть межкристального раствора остается на поверхности кристаллов после фильтрации, поэтому в качестве действительного выхода следует принимать выход, определяемый анализом данных по растворимости.

Наилучшими конструкциями являются кристаллизаторы непрерывного действия с использованием различных способов перемешивания, контроля за образованием зародышей и их ростом, позволяющие получать однородный продукт. Промежуточным типом аппаратов являются кристаллизаторы с воздушным или водяным охлаждением и с перемешиванием. В них получают мелкие, но удовлетворительного качества кристаллы.

Кристаллизаторы, в которых в качестве охлаждающей среды используется воздух, и некоторые из так называемых вымораживающих кристаллизаторов отличаются простотой конструкции и отсутствием теплопередающих поверхностей. Кристаллизаторы с водяным охлаждением или с охлаждением при помощи рассола также обладают простой конструкцией, однако применение их ограничено.

Однако понижение температуры часто приводит к значительному увеличению вязкости раствора и замедлению скорости роста кристаллов, поэтому для получения кристаллов

заданного размера необходимо увеличивать габариты аппарата. Кроме того, с увеличением вязкости уменьшается скорость теплопередачи через теплопередающую поверхность, что вызывает необходимость увеличения ее размера.

Чем выше вязкость межкристального раствора, тем он труднее удаляется при разделении суспензии на центрифугах или фильтрах. В результате получают более влажные кристаллы, загрязненные растворимыми примесями, содержащимися в межкристальном растворе, одновременно возрастает стоимость сушки. Если кристаллы после их отделения промывают от межкристального раствора, то промывную жидкость следует охладить, чтобы избежать дополнительного растворения. Кроме того, для удаления вязкого раствора требуется значительное количество промывной жидкости.

Наиболее важная проблема конструирования и эксплуатации охладительного кристаллизатора состоит в том, что наибольшее пересыщение создается около охлаждающей поверхности, поэтому на ней и будут образовываться кристаллы, количество которых может быстро увеличиваться. При этом отдельные части аппарата покроются толстым слоем инкрустаций, что в конечном счете приведет к уменьшению производительности кристаллизатора.

В барабанных и лотковых кристаллизаторах имеются скребковые механизмы, снимающие отложения соли на стенках. Поскольку между скребком и корпусом аппарата создается небольшой зазор, на стенках обычно сохраняется тонкий, но обладающий большим термическим сопротивлением слой осадка.

Тщательный контроль рабочих условий с целью уменьшения температурных колебаний до минимума, использование хорошо отполированных трубок или теплопередающих поверхностей, высокие скорости движения раствора (около 2 м/с) и небольшой температурный

перепад между межкристальным раствором и охлаждающей средой – все это способствует уменьшению образования инкрустаций. Хорошо спроектированный охладительный кристаллизатор может работать непрерывно (до образования на теплопередающих поверхностях значительного осадка) в течение 200...300 ч. Предложен ряд технических приемов (например, механическое встряхивание охлаждающих элементов), которые способствуют увеличению продолжительности непрерывной эксплуатации аппарата.

Вакуум-кристаллизация. На испарение 1 кг воды расходуется около 2510 кДж теплоты. Поэтому, если горячий насыщенный раствор ввести в аппарат, где поддерживается давление более низкое, чем давление насыщенных паров над раствором, часть растворителя мгновенно испарится, и жидкость охладится до температуры, соответствующей давлению испарения плюс некоторое повышение температуры кипения, определяемое температурной депрессией раствора. Таким образом, насыщенный раствор становится пересыщенным, с одной стороны, вследствие частичного испарения растворителя и, с другой стороны, за счет охлаждения. В обычных вакуум-кристаллизаторах нет подвода теплоты извне, кроме физической теплоты питающего раствора. Однако на практике часто используется какой-либо внешний источник дополнительного тепла, с помощью которого обеспечивается большая гибкость процесса; в некоторых случаях источник тепла применяется как способ разрушения зародышей и контроля за их ростом.

К преимуществам вакуум-кристаллизаторов относится отсутствие теплопередающих поверхностей, что позволяет изготавливать стальные аппараты с резиновой или пластмассовой облицовкой или из стеклопластиков и т. д.

Наибольшее пересыщение в вакуум-кристаллизаторах приходится на границу раздела жидкость – пар, поэтому

именно здесь обычно и образуются кристаллические осадки. Кристаллы, оседающие на стенках аппарата и прочно удерживаемые на них, не вызывают серьезных эксплуатационных неудобств, поскольку при периодической вакуум-кристаллизации они растворяются следующей порцией раствора, а при непрерывной вакуум-кристаллизации они могут периодически удаляться со стенок кристаллизатора во время его остановок.

В вакуум-кристаллизаторах непрерывного действия должен быть предусмотрен насос, откачивающий суспензию и осветленные растворы, или же аппарат следует устанавливать на таком уровне, чтобы раствор отбирали в местах с давлением выше атмосферного. Кроме того, в вакуум-кристаллизаторах легче осуществлять контроль и поддерживать стабильные (по температуре и концентрации) условия, чем в кристаллизаторах охладительного типа.

Стабильность параметров является важным фактором непрерывного процесса в тех случаях, когда требуется продукт постоянного качества. Однако в промышленных условиях не всегда удастся вводить в аппарат идеально постоянные по количеству и качеству исходные растворы. Поэтому вакуум-кристаллизацию предпочитают охладительной кристаллизации, поскольку нестабильность процесса в этом случае в меньшей степени влияет на инкрустацию аппарата. Одновременно возрастает и продолжительность работы между промывками.

Вакуум-кристаллизаторы непригодны для кристаллизантов с высокой температурной депрессией. Кристаллизаторы охладительного типа наиболее целесообразно использовать, если кристаллизующийся раствор содержит большое количество неконденсирующихся газов.

Кристаллизация выпариванием. Если к вакуум-кристаллизатору подводить теплоту извне, то такой аппарат становится выпарным кристаллизатором. Выпаривание может

производиться не только в вакууме, а и в аппаратах, работающих под атмосферным или избыточным давлением. Подводимая теплота (или большая ее часть) обычно передается раствору через теплопередающую поверхность трубчатого кипятильника, в результате путем выпаривания раствор концентрируется и создается пересыщение. Вещество, обладающие пологими кривыми растворимости, получают выпариванием. Большинство веществ, которые кристаллизуются охлаждением растворов в вакууме, можно более экономично получать в процессе выпаривания в вакууме. Если пар подвергается повторному сжатию, часть его можно возвращать обратно в греющую камеру. Правильный выбор степени сжатия и рабочих условий позволяет приблизить одноступенчатый вакуум-выпарной аппарат по эффективности к обычной двухступенчатой выпарной установке.

Как при наличии термореконпрессии, так и без нее выпарные кристаллизаторы объединяют в многокорпусные установки и уменьшают тем самым эксплуатационные расходы (рис. 24.11).

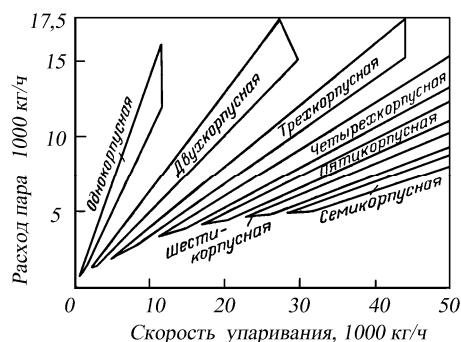


Рис. 24.11. Относительный расход пара в многокорпусных выпарных кристаллизационных установках

Теплообменники или трубчатые кипятильники могут быть внутри аппарата или вынесены из него (рис. 24.12). В выпарных кристаллизаторах с внутренней нагревательной камерой обычно не используется естественная циркуляция раствора, для создания принудительной

циркуляции они снабжаются различными мешалками. На греющих трубках внутреннего кипятильника отлагается накипь. Они забиваются, главным образом, вследствие небольшой скорости движения в них раствора.

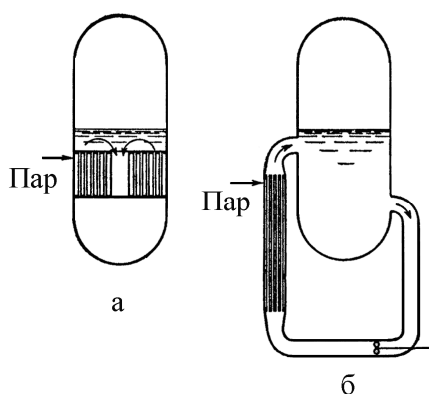


Рис. 24.12. Аппараты с внутренним и выносным кипятильником: *а* – выпарной аппарат с внутренней нагревательной камерой и естественной циркуляцией; *б* – выпарной аппарат с выносной нагревательной камерой и принудительной циркуляцией

Аппараты с внутренним кипятильником обычно имеют большое количество относительно коротких трубок, которые распределяются на большей части площади поперечного сечения аппарата, в связи с чем трудно добиться одинаковой скорости движения раствора во всех трубках. Так как скорость раствора в трубке обуславливает и скорость теплопередачи, существуют небольшие различия в перегреве раствора, выходящего из отдельных трубок.

Соли, осаждающиеся при выпаривании на греющих поверхностях, представляют собой вещества с обратной растворимостью. Это могут быть примеси (например, сульфат кальция) или основное кристаллизующее вещество (например, безводный сульфат натрия). Такие соли могут кристаллизоваться при выпаривании растворов в аппаратах непрерывного действия без образования накипи, если в процессе упаривания тщательно контролируется пересыщение и перед увариванием в аппарат вводится затравка для инициирования кристаллообразования. При наличии в кристаллизаторах внутренних нагревательных камер возможно, как это указывалось ранее, неравномерное распределение раствора по трубкам, которое возрастает по мере увеличения диаметра аппарата. С увеличением диаметра может возникнуть чрезмерное пересыщение раствора в отдельных трубках, приводящее к их зарастанию.

В аппаратах с выносными кипятильниками сечение трубок выбирается с таким расчетом, чтобы скорость раствора в них

была примерно 1,8...2,2 м/с, поэтому в кипятильниках трубки обычно монтируются в значительно меньшем количестве, но зато более длинные. Таким образом, распределение раствора и пара в нагревателе становится более равномерным, и условия теплопередачи в отдельных трубках мало отличаются друг от друга. В выносном нагревателе в отличие от аппаратов с внутренней греющей камерой легче контролировать пересыщение.

Во всех вакуум-выпарных аппаратах и выпарных кристаллизаторах пересыщение создается в местах образования пузырьков пара, поэтому в большинстве конструкций нагревательные камеры устанавливают таким образом, чтобы избежать кипения в трубках. Пузырьки пара вначале появляются в местах несколько ниже уровня раствора в зависимости от его перегрева. По мере движения пузырьков к поверхности раствора они увеличиваются в объеме, скорость раствора и парожидкостной смеси быстро возрастает к моменту выхода пара в сепарационную часть аппарата. Если скорость парожидкостной смеси слишком высока, брызги раствора могут попадать на стенки или крышку аппарата, способствуя тем самым отложению кристаллических осадков, а также уносу капель жидкости с паром, выходящим из кристаллизатора. Поэтому при проектировании следует предусмотреть возможный перегрев раствора всего лишь на несколько градусов вследствие прохождения его через нагреватель.

Пересыщение увеличивается до тех пор, пока пузырьки пара не покинут поверхности раствора. Если конструкция выпарного аппарата такова, что по его контуру циркулирует смесь раствора и кристаллов, часть кристаллов, находящаяся в контакте с пересыщенным раствором, способствует снятию пересыщения. Если выпарной аппарат представляет собой конструкцию, в которой кристаллы находятся в отдельной зоне и поддерживаются в псевдооживленном состоянии, то для

снятия пересыщения образующийся раствор следует ввести во взвешенный слой кристаллов.

Сушка распылением кристаллизуемых веществ также является одним из видов кристаллизации выпариванием, при котором источником тепла для выпаривания и средством для удаления паров растворителя служит сухой горячий воздух. Выпаривание происходит мгновенно, поэтому образующиеся кристаллы имеют небольшой размер (последний, а также форма кристаллов зависят от конфигурации распыляемых капель). Сушка распылением нашла лишь ограниченное применение для кристаллизации растворов, в частности, этим методом получают безводный сульфат натрия.

Кристаллизация за счет химической реакции. Если химическая реакция между двумя компонентами протекает в жидкости, в которой растворяется образующееся соединение, то при непрерывном процессе вначале может быть получен насыщенный, а затем и пересыщенный раствор и в конечном счете начнется кристаллизация. Примером такой кристаллизации является получение карбоната кальция в результате реакции ионов Ca^{2+} и CO_3^{2-} при сатурировании дефекованных сахарсодержащих растворов в аппарате, называемом сатуратор. Разработаны различные конструкции сатураторов, в которых получают кристаллы CaCO_3 необходимого качества.

Выбрав соответствующую скорость циркуляции и наладив контроль пересыщения, в кристаллизаторе можно поддерживать рабочую температуру около $70\text{ }^{\circ}\text{C}$; при этом теплота нагревания достаточна для испарения части раствора. Реакционные кристаллизаторы работают при температурах раствора $50\ldots 80\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Если не учитывать конструкции, обеспечивающие непрерывный подвод реагирующих веществ и воды, реакционный кристаллизатор можно проектировать как выпарной кристаллизатор, т. е. объем циркулирующего

раствора или суспензии рассчитывается так, чтобы температура циркулирующей среды повышалась за счет теплоты реакции всего на несколько градусов.

Высаливание. Пересыщение раствора иногда создается в результате добавления в него вещества, уменьшающего

растворимость основного компонента. Такой прием

называется

высаливанием, а иногда –

кристаллизацией

осаждением или

разбавлением. В качестве

примера можно привести

систему

$\text{CaCl}_2\text{--BaCl}_2\text{--H}_2\text{O}$, в

которой растворимость

BaCl_2 существенно

понижается при добавлении CaCl_2 (на рис. 24.13) взаимная растворимость в системе $\text{CaCl}_2\text{--BaCl}_2\text{--H}_2\text{O}$ при 50 °С.

Например, для высаливания кристаллов NH_4Cl из отработанных растворов хлористого аммония, полученных в процессе производства кальцинированной соды, применяют NaCl . Также для выделения чистого сульфата алюминия из водных растворов используется этиловый спирт.

Эффект высаливания часто приходится учитывать при решении многих вопросов кристаллизации, связанных с выпариванием, т. к. в этом случае концентрация растворимых примесей может повыситься до такой степени, когда примеси уменьшают растворимость основного вещества.

Плавление. Если кристаллогидрат нагревать выше точки, соответствующей переходу его в менее гидратированную или безводную форму, то он будет плавиться в кристаллизационной воде с образованием низших кристаллогидратов или безводной соли в насыщенном растворе

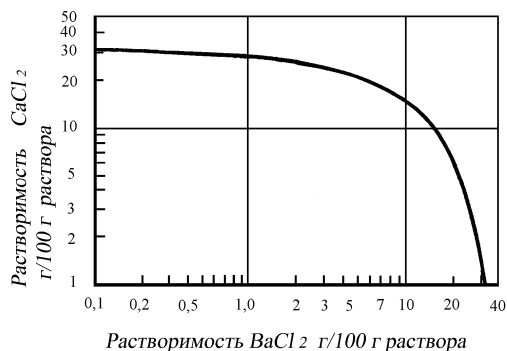


Рис. 24.13. Взаимная растворимость в системе $\text{CaCl}_2\text{--BaCl}_2\text{--H}_2\text{O}$ при 50 °С

данного вещества.

В практических условиях установка состоит из двух ступеней: плавителя и выпарного аппарата. Для большей экономичности процесса используют выпарку с терморекомпрессией и отводом части пара для плавления кристаллов. Иногда суспензия из плавителя используется в качестве питания выпарного аппарата. В других случаях мелкокристаллический продукт из плавителя собирается отдельно.

Фракционная кристаллизация осуществляется при наличии в растворе одновременно нескольких подлежащих извлечению веществ. При этом создаются условия для последовательного осаждения веществ посредством изменения температуры и концентрации раствора.

Фракционную кристаллизацию широко применяют в химической, фармацевтической, пищевой и других отраслях промышленности для получения веществ высокой чистоты.

С помощью фракционной кристаллизации решаются следующие основные задачи: разделение смесей на фракции, обогащенные тем или иным компонентом; глубокая очистка веществ от примесей; выделение различных веществ из технических и природных растворов; концентрирование разбавленных растворов путем частичного отделения макрокомпонента.

Во всех случаях фракционной кристаллизации исходная смесь содержит по крайней мере два компонента, которые в твердом, жидком или газообразном состоянии обладают той или иной взаимной растворимостью.

Кристаллизацию из растворов применяют преимущественно при переработке неорганических веществ. Часто добавление растворителя к исходной смеси позволяет повысить эффективность разделения за счет увеличения коэффициентов распределения.

В качестве хладагентов используют охлажденные

жидкости и газы, сжиженные газы, которые при контакте с кристаллизующейся смесью переходят в газообразное состояние, а также твердые вещества, расплавляющиеся в процессе контактной кристаллизации. К контактной кристаллизации также следует, видимо, отнести процесс фракционной кристаллизации при смешении исходной смеси с сильно переохлажденным растворителем.

Рассматриваемому процессу присущ и недостаток, связанный с необходимостью осуществления дополнительной стадии отделения некоторых отработанных хладагентов от кристаллизата, сопряженный с установкой дополнительного оборудования.

Контактную кристаллизацию с использованием газообразных хладагентов часто применяют для выделения различных солей из водных растворов. Данный процесс можно успешно использовать и для фракционирования различных органических расплавов.

Пересыщение раствора в данном случае достигается частично за счет его охлаждения, а частично в результате испарения некоторого количества растворителя. В качестве хладагента чаще используют охлажденный воздух, реже – инертные газы (например, азот).

При контактной кристаллизации с газообразным хладагентом практически исключено загрязнение хладагентом продуктов разделения. Процесс, как правило, легко регулируется и быстро выходит на стационарный режим. Недостаток процесса – большой расход газа из-за низкой его теплоемкости.

Метод кристаллизации при непосредственном контакте разделяемой смеси с хладагентом имеет следующие преимущества (по сравнению с массовой кристаллизацией с отводом тепла через теплопередающие поверхности):

- высокая интенсивность тепло- и массообмена, обусловленная развитой межфазной поверхностью и

интенсивным перемешиванием;

- возможность кристаллизации при незначительной разности температур между кристаллизующейся смесью и хладагентом (порядка 0,5...2,0 °C);

- отсутствие в кристаллизаторах теплообменных поверхностей, что исключает их инкрустацию и существенно упрощает конструкцию аппаратов;

- возможность изготовления аппаратов из конструкционных материалов с низкой теплопроводностью (полимеры, стекло, керамика и т. д.), а также их защиты различными антикоррозионными покрытиями (эмаль, резина, лаки, полимерные и другие мастики).

Для контактной кристаллизации с газообразным хладагентом наиболее часто применяют кристаллизаторы барботажного типа. Большинство из них представляет собой вертикальные цилиндрические аппараты, в нижней части которых расположено одно или несколько газораспределительных устройств (барбо-теров) в виде газораспределительных насадок, коллекторов, набора сопел и т. п. В таких аппаратах для интенсификации перемешивания кристаллизующейся смеси часто устанавливают внутренние циркуляционные трубы.

Все кристаллизаторы можно разделить на два больших класса: аппараты с циркулирующим раствором и циркулирующей суспензией. В первых пересыщение создается в одной части аппарата, а затем пересыщенный раствор подают в другую часть, содержащую слой кристаллов, который поддерживается во взвешенном состоянии восходящим потоком раствора. В кристаллизаторах с циркулирующей суспензией кристаллы подаются в зону создания пересыщения.

Каждый из указанных классов кристаллизаторов можно, в свою очередь, разделить на три подкласса: охладительные, вакуумные и испарительные. Аппараты с циркулирующим

раствором за счет отдельного отвода продукционной суспензии и осветленного раствора относятся к группе аппаратов с накоплением твердой фазы. Кристаллизаторы с циркулирующей суспензией, могут работать как с накоплением твердой фазы, так и без него. По гидродинамическим условиям кристаллизаторы с циркулирующим раствором и суспензией можно отнести к одному типу циркуляционных кристаллизаторов.

Характерной особенностью кристаллизаторов с циркулирующим раствором (рис. 24.14) является такая скорость движения раствора, при которой взвешенный слой кристаллов создается в одной части аппарата, в то время как межкристальный раствор циркулирует по контуру, становясь пересыщенным за счет охлаждения (рис. 24.14, а) или испарения (рис. 24.14, б) в другой части аппарата. По мере увеличения скорости раствора эти кристаллизаторы могут работать по принципу аппаратов с циркулирующей суспензией.

Циркулирующий раствор с наибольшим пересыщением обтекает вначале кристаллы, находящиеся в нижней части взвешенного слоя, где создается наибольшая движущая сила роста кристаллов. По мере дальнейшего продвижения пересыщенного раствора вверх через кристаллическую суспензию он все более обедняется и постепенно уровень пересыщения понижается до величины, при которой прекращается дальнейший рост кристаллов. Таким образом, в кристаллизаторах с циркулирующим раствором происходит определенная классификация внутри взвешенного слоя, даже если аппарат и не имеет конической формы (рис. 24.14, в).

Классификация, возникающая вследствие различной степени пересыщения по высоте аппарата, зависит от скорости роста кристаллов. Вещества, которые растут быстрее и с большей скоростью снимают пересыщение, обуславливают и наибольшую степень классификации, и наоборот.

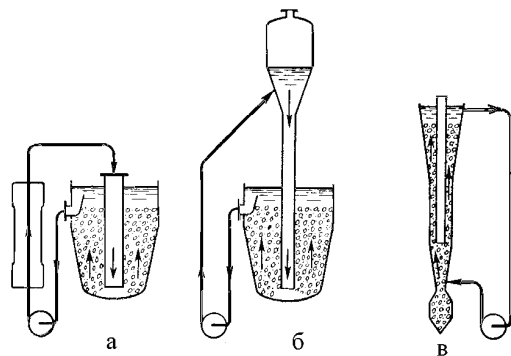


Рис. 24.14. Типовые конструкции кристаллизаторов с циркулирующим раствором: *а* – охладительный кристаллизатор; *б* – вакуум-кристаллизатор; *в* – кристаллизатор с классифицированной выгрузкой осадка

Кристаллизаторы с циркулирующим раствором наиболее эффективны для веществ, кристаллы которых осаждаются в насыщенном растворе со скоростью более 20 мм/с. Установлено, что при меньших скоростях осаждения трудно избежать совместной циркуляции кристаллов с

межкристалльным раствором, и аппарат фактически становится кристаллизатором с циркулирующей суспензией (рис. 24.15).

Экспериментально показано, что чем выше скорость движения раствора относительно поверхности кристаллов, тем больше скорость их роста. Следовательно, в тех случаях, когда кристаллы осаждаются с умеренной скоростью, идеальным условием является поддержание кристаллов в растворе во взвешенном состоянии и циркуляция в одном с ним направлении.

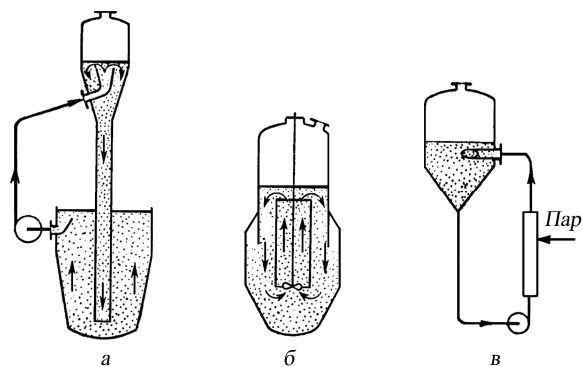


Рис. 24.15. Типовые конструкции кристаллизаторов с циркулирующей суспензией: *а* и *б* – вакуум-кристаллизаторы; *в* – выпарной

Для веществ, обладающих повышенной способностью к кристаллизации, аппараты с циркулирующей суспензией обеспечивают наиболее благоприятные условия для роста

кристаллов, поскольку они находятся непосредственно в зоне пересыщенного раствора. Однако кристаллизаторы с циркулирующей суспензией работают, как правило, при более высокой скорости перемешивания суспензии, чем аппараты с циркулирующим раствором. Это сопровождается значительным механическим истиранием кристаллов. Кроме того, при этом снижается граница метастабильного пересыщения и уменьшается возможность получения более крупных кристаллов.

Очевидно, что для кристаллизаторов с циркулирующей суспензией или с циркулирующим раствором, при увеличении скорости осаждения кристаллов (вследствие их высокой плотности или большого размера) должна быть увеличена и скорость движения раствора для поддержания кристаллов во взвешенном состоянии. Высокие скорости движения раствора, особенно при большой концентрации кристаллов в суспензии, приводят к увеличению степени турбулентности потока, что может вызвать округление вершин кристаллов вследствие их трения о стенки аппарата или друг о друга. В некоторых случаях происходит дробление кристаллов.

При истирании или дроблении кристаллов возникает большое количество новых центров кристаллизации, которые следует непрерывно отводить, иначе образующиеся мелкие частицы будут уменьшать средний размер кристаллов в готовом продукте. Здесь особое значение приобретают способ перемешивания и форма аппарата. Измельчение кристаллов зависит также от их прочности и геометрической формы, которая может быть изменена путем добавления в раствор поверхностно-активных веществ.

Изотермические (выпарные) кристаллизаторы. Эффективность воздействия циркуляционных потоков на работу кристаллизаторов привела к внедрению подобных принципов в конструкции выпарных аппаратов обычного типа и возникновению принципиально новых аппаратов для

обезвоживания и грануляции растворов в псевдоожигенном (кипящем) слое.

Применение принудительной циркуляции, создаваемой насосами, помещаемыми снаружи или внутри аппарата, позволяет значительно уменьшить инкрустацию поверхностей нагрева при выпаривании кристаллизующихся растворов. Одновременно благодаря интенсивной принудительной циркуляции достигаются повышенные значения коэффициента теплопередачи, а также появляется возможность получения крупных кристаллов.

В пищевых производствах во многих случаях процесс кристаллизации осуществляется периодически. Кристаллизация начинается (производство глюкозы, лактозы, получение желтого сахара) в испарителях – вакуум-аппаратах периодического действия. При достижении предельной концентрации увариваемой массы осуществляется ее выгрузка в мешалки-кристаллизаторы с водяным охлаждением, где кристаллизация завершается.

Вакуум-аппараты периодического действия являются, по существу, выпарными аппаратами, приспособленными путем увеличения сечения проточной части поверхности нагрева для надежной циркуляции и уваривания вязких концентрированных продуктов.

В настоящее время на ряде сахарных заводов используются *вакуум-аппараты с механическим циркулятором*, представляющие собой вертикальный цилиндрический корпус высотой 7700 и диаметром 5500 мм с коническим днищем (рис. 24.16). Вместимость вакуум-аппарата 90 т сваренного utfеля.

В нижней части аппарата находится встроенная паровая камера 4 с горизонтальными трубными решетками и вертикальными трубами (1248 шт.) диаметром 102...98 мм и длиной 910 мм. Общая площадь поверхности нагрева одного аппарата составляет 340 м². В центральной части паровой камеры

имеется циркуляционная труба 3 диаметром 2300...2000 мм.

Кристаллизатор-охладитель с колеблющимися пучками охлаждающих трубок (рис. 24.19). Успешное применение этого кристаллизатора-охладителя основано на следующем принципе его конструкции: охлаждающая система состоит из стандартизованных блочных охлаждающих элементов, по которым охлаждающая вода принудительно направляется противотоком к утфелю. Вся охлаждающая система колеблется с амплитудой 1 м в вертикальном направлении. Благодаря этому, а также симметричному размещению охлаждающих трубок обеспечивается оптимальный спектр продолжительности пребывания утфеля в аппарате и его охлаждение. Скорость подъема охлаждающей системы может варьироваться в две ступени. Привод осуществляется через шесть гидроцилиндров, симметрично расположенных на крышке кристаллизатора-охладителя.

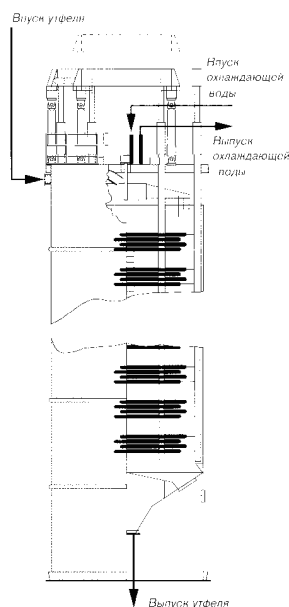


Рис. 24.19. Кристаллизатор-охладитель с колеблющимися пучками труб

Половину охлаждающих блоков можно отключать или подключать по мере необходимости. В аппарате этой конструкции поток утфеля всегда направлен сверху вниз. Поступающий утфель равномерно распределяется медленно вращающимся распределителем по всему поперечному сечению кристаллизатора.

Преимуществами данного кристаллизатора являются: высокий выход продукта благодаря дифференцированной продолжительности пребывания в отдельных зонах; чрезвычайно хороший эффект самоочистки на колеблющихся поверхностях охлаждения; отсутствие проблем при работе с утфелями высокой

вязкости; хорошая теплопередача между утфелем и охлаждающей средой благодаря равномерному передвижению утфеля относительно всех охлаждающих трубок; возможна высокая удельная поверхность охлаждения.

На пищевых производствах широко применяют мешалки-кристаллизаторы корытного типа с регулируемым охлаждением, при этом поверхность охлаждения может выполняться неподвижной в виде плоских змеевиков (рис. 24.20, а), но чаще вращающаяся поверхность выполняет роль перемешивающих элементов (рис. 24.20, б, в, г).

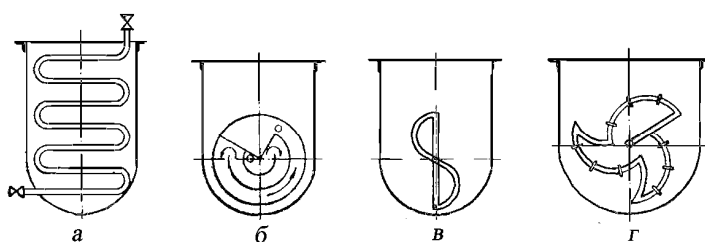


Рис. 24.20. Формы поверхности охлаждения кристаллизаторов-охладителей

При осуществлении процесса массовой кристаллизации часто наблюдается инкрустация

охлаждающих поверхностей, что приводит к существенному понижению интенсивности теплообмена, а в ряде случаев – к частым остановкам аппаратов для их чистки. Для предотвращения инкрустации рабочих поверхностей кристаллизаторов используют следующие приемы:

- снижение пересыщения или переохлаждения до минимально возможной величины, хотя это ведет к существенному падению производительности аппарата;
- увеличение скорости движения кристаллизующейся суспензии вдоль охлаждаемых поверхностей;
- турбулизацию пограничного слоя, примыкающего к охлаждающим поверхностям, различными механическими воздействиями (пульсацией, вибрацией, ультразвуком и др.) на кристаллизующуюся смесь или на охлаждаемые поверхности;
- полировку охлаждаемых поверхностей, их покрытие различными антиадгезионными веществами (эмалью,

полимерами), а также хромирование, никелировка и др.;

- увеличение концентрации кристаллической фазы в суспензии;

- добавление к кристаллизующейся смеси небольших количеств поверхностно-активных веществ;

- использование программного охлаждения;

- проведение процесса кристаллизации в циклическом режиме путем кратковременного переключения рабочих поверхностей с охлаждения на нагрев.

Кристаллизаторы непосредственного контакта с охлаждающей средой. *Кристаллизаторы с жидкими, газообразными и изменяющими агрегатное состояние хладагентами.* Осуществление кристаллизации методом непосредственного контакта хладагента с кристаллизуемой системой позволяет повысить производительность с единицы объема аппарата за счет создания развитой поверхности контакта фаз и обеспечить необходимую гидродинамическую обстановку без применения механических перемешивающих устройств, а в качестве хладагента использовать газ или жидкость.

Кристаллизаторы непосредственного контакта кристаллизуемой системы с газообразным хладагентом представляют собой, как правило, аппараты цилиндрической формы, в которых помещаются распределительные сопла для подачи хладагента и различные устройства для интенсификации процесса кристаллизации. Охлаждение расплава и его перемешивание осуществляются газообразным хладагентом, обычно воздухом, барботируемым через слой снизу аппарата. По гидродинамической обстановке эти аппараты относятся к типу полного перемешивания. Интенсивное перемешивание улучшает теплопередачу и значительно ускоряет процесс кристаллизации. Кристаллы поддерживаются во взвешенном состоянии до тех пор, пока не вырастут до определенного размера, после чего осаждаются

вниз к разгрузочному устройству. В зависимости от скорости газа такие аппараты подразделяют на струйные и барботажные (пенные). Однако применяют и кристаллизаторы, в которых исходный раствор стекает в виде пленки по внутренней поверхности аппарата, где и охлаждается восходящим потоком воздуха. Достоинством оросительных кристаллизаторов является малый расход энергии, недостатком – незначительная поверхность контакта фаз. Кроме того, на внутренних поверхностях аппарата оседают кристаллы, удалить которые часто затруднительно.

В струйных кристаллизаторах горячая концентрированная исходная жидкость подается через сопло в горизонтальную трубу, туда же противотоком поступает холодный воздух со скоростью около 30 м/с. Струя воздуха разбивает жидкость на капли, при этом пересыщение достигается за счет ее охлаждения. Из пересыщенной жидкости выделяются кристаллы. Кристаллизация в этом случае протекает в одиночных каплях. В струйных кристаллизаторах для организации развитой поверхности контакта фаз требуются большие затраты энергии на подачу газа, причем используемый объем аппарата незначителен. В этих аппаратах проведена кристаллизация различных растворов веществ как с ярко выраженной прямой растворимостью, так и имеющих пологую кривую растворимости (например, хлористого натрия).

При больших производительностях аппарата можно интенсифицировать теплообмен за счет использования газораспределительных устройств различных конструкций. Для выгрузки кристаллов находят применение шнек-транспортеры.

В некоторых конструкциях аппаратов газ используется не только для охлаждения раствора, но и для удаления мелкого кристаллического вещества или примесей, а также для предварительного охлаждения раствора, что предотвращает

отложение кристаллов на поверхности штуцера входа кристаллизуемой системы. Существенным недостатком газообразного хладагента является низкая теплоемкость, что не позволяет использовать его в кристаллизаторах большой производительности. Разработаны также аппараты, подобные барботажным (рис. 24.21, в), в которых газ и небольшое количество испаряющейся жидкости подаются одновременно, например, воздух и вода. Это позволяет обеспечить большой съем теплоты и дает возможность регулировать тепловые режимы в достаточно широком диапазоне температур.

Для увеличения количества отводимой теплоты при кристаллизации из растворов и расплавов используют сжиженные газы или испаряющиеся жидкости. При переходе хладагента в парообразное состояние происходит интенсивное поглощение теплоты, которая выделяется при кристаллизации, а суспензия при этом хорошо перемешивается.

ЛЕКЦИЯ 24.

ПЛАН.

. ПРОЦЕССЫ ДИФФУЗИИ И ЭКСТРАКЦИИ.

1. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ И ОПРЕДЕЛЕНИЯ.

2.ЭКСТРАКЦИЯ В СИСТЕМЕ ЖИДКОСТЬ- ЖИДКОСТЬ.

3.УСТРОЙСТВО И ПРИНЦИП ДЕЙСТВИЯ ЭКСТРАКТОРОВ.

4.РАСЧЕТ КИНЕТИКИ ПРОЦЕССА ЖИДКОСТНОЙ ЭКСТРАКЦИИ.

5.ЭКСТРАГИРОВАНИЕ В СИСТЕМЕ ТВЕРДОЕ ТЕЛО-ЖИДКОСТЬ.

6.КИНЕТИКА ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ В СИСТЕМЕ ЖИДКОСТЬ – ТВЕРДОЕ ТЕЛО

Экстрагированием называется процесс извлечения одного или нескольких компонентов из смеси веществ путем обработки ее жидким растворителем, обладающим способностью избирательно растворять только извлекаемые компоненты. Физическая сущность экстрагирования заключается в переходе извлекаемого (экстрагируемого) компонента из одной фазы (жидкой или твердой) в фазу экстрагента при их взаимном соприкосновении. Экстрагирование относится к гетерогенным массообменным процессам и может проводиться периодически или непрерывно. Оно используется в самых различных отраслях пищевой промышленности: для получения сахара, растительных масел, растворимого кофе, соков, витаминов, настоек, отваров и т. д. Это является причиной некоторой нечеткости и многообразия терминов, выражающихся в том, что одно и то же понятие обозначается по-разному. Например, жидкий полупродукт, содержащий извлекаемый компонент, называют **«экстрактом»**, **«соком»**, **«мисцеллой»**, **«продуктом извлечения»**, **«вытяжкой»** и т. д. Имеет место и многообразие в названиях аппаратов для экстрагирования: **«экстрактор»**, **«настойник»**, **«перколятор»**, **«растворитель»**, **«диффузор»** и т. д. Даже в специальной литературе нечетко устанавливается содержание таких основных

понятий, как «диффузия», «экстрагирование», «экстракция», «выщелачивание», «перколяция», «растворение». Все эти термины равноправны и означают в наиболее общем случае процесс проникновения растворителя в массу твердой или жидкой частицы, растворение экстрагируемого вещества, перенос этого вещества внутри частицы дисперсной фазы и массоотдачу от поверхности частицы к жидкости (в дисперсионную среду).

В пищевой промышленности наиболее распространен процесс экстрагирования в системах жидкость-твердое тело: извлечение сахара из свеклы в свеклосахарном производстве, извлечение масел из масличных семян в производстве растительных масел, получение эфирных масел в эфиромасличном производстве, экстрагирование ферментов из культур плесневых грибов в производстве ферментных препаратов, производство вина, пива, крахмала, ликероводочных изделий, растворимых кофе и чая и др.

Жидкостная экстракция (экстрагирование в системах жидкость-жидкость) применяется в производствах, связанных с получением спирта, вина, растительных масел и других пищевых продуктов.

Сложность процессов экстрагирования заключается в том, что скорость извлечения целевых компонентов определяется большим числом параметров, которые трудно поддаются обобщению и анализу. Извлекаемый компонент может находиться в твердом пористом материале или в каплях жидкости в

твердом или жидком состоянии; пористый дисперсный твердый материал или капли жидкости, формирующие дисперсную фазу, имеют сложную внутреннюю структуру строения и могут быть инертными носителями целевого компонента либо взаимодействовать с ним; растворитель может иметь различную избирательность по отношению к компонентам содержащимся в твердой или жидкой фазе-носителе, и, наконец, фаза-носитель (твердая или жидкая) может оказывать различное сопротивление процессу извлечения. Кроме того, на механизм процесса экстрагирования оказывают существенное влияние условия равновесия и кинетики, которые зависят от физико-химических свойств растворителя и целевого компонента, температуры, давления, а также времени протекания процесса и производительности экстракционного оборудования.

Движущей силой диффузии компонентов из исходных технологических сред в экстрагенты является разность концентраций в обеих средах, т. е. процесс экстракции базируется на законах диффузии и равновесного распределения переходящих компонентов между двумя фазами (жидкость-жидкость, твердое тело-жидкость). Однако теоретическое описание, методы инженерного расчета и аппаратное оформление процессов экстракции из жидких и твердых исходных смесей различны, поэтому они ниже рассматриваются отдельно.

ЭКСТРАКЦИЯ В СИСТЕМЕ ЖИДКОСТЬ-

ЖИДКОСТЬ

Жидкие фазы, участвующие в процессе экстракции, носят названия **экстрагент** (растворитель) и **исходный раствор**. Извлекаемыми компонентами могут быть органические и неорганические вещества.

В начальный момент процесса исходные фазы (первичный раствор и экстрагент) приводят в тесное соприкосновение, обеспечивающее большие поверхности контакта между ними. При этом получают две фазы, которые называются **экстрактом** и **рафинатом**. Экстракт представляет собой раствор извлеченного компонента в экстрагенте, **рафинат** – остаточный исходный раствор. Обычно одна фаза является сплошной, а вторая – дисперсной, распределяемой в первой в виде капель.

Экстрагирование включает следующие основные операции:

- 1) смешение исходной смеси веществ и экстрагента с целью более тесного контакта между ними;
- 2) механическое разделение двух несмешивающихся фаз на экстракт и рафинат;
- 3) удаление и регенерацию экстрагента и рафината.

Для успешного проведения экстракции исходный раствор и экстрагент должны быть взаимно нерастворимы друг в друге. Выбор экстрагента в каждом конкретном случае представляет собой сложную задачу, поскольку при этом необходимо уметь определять или оценивать характер сил

взаимодействия молекул экстрагента и растворяемого вещества.

Для промышленного использования экстрагента необходимо, чтобы он обладал: малой растворимостью в первичном растворителе; хорошей избирательностью (селективностью), т. е. способностью извлекать из исходной смеси или материала только один (целевой) компонент или группу компонентов; высоким коэффициентом распределения k_p , что дает возможность снизить расход растворителя на единицу исходной смеси; высоким коэффициентом диффузии D , что позволяет увеличить скорость процесса и, следовательно, уменьшить размеры экстрактора; невоспламеняемостью или узким пределом температур вспышки; некоррозионными свойствами по отношению к материалу аппаратуры; низкой температурой замерзания или застывания; безвредностью для здоровья обслуживающего персонала; низкой теплоемкостью, высокой летучестью, низкой теплотой испарения для снижения затрат на регенерацию.

Величину β называют **коэффициентом**, или **фактором разделения** в экстракции, который показывает, во сколько раз отношение равновесных концентраций разделяемых компонентов в экстракте больше по сравнению с рафинатом. Концентрации чаще выражают в абсолютных или относительных массовых долях (или процентах).

УСТРОЙСТВО И ПРИНЦИП ДЕЙСТВИЯ ЭКСТРАКТОРОВ

Известно множество конструкций экстракторов для систем жидкость-жидкость, обусловленное различием характера и режима осуществляемых технологических процессов. Эффективность работы аппаратов при прочих равных условиях зависит от совершенства контактирования жидкой исходной смеси и экстрагента, а также от четкости разделения полученной гетерогенной смеси на экстракт и рафинат. Большая поверхность контакта достигается диспергированием одной из жидких фаз (экстрагента или исходной смеси), а четкость разделения (расслоение) – обособленными гравитационными отстойниками, совмещением специальных расслаивающих устройств со смесительными в одном корпусе, созданием поля центробежных сил. К экстракторам предъявляют также ряд других требований: высокая удельная производительность, простота и надежность конструкции, малая металлоемкость, низкий расход энергии.

Всеобъемлющая классификация экстракционных аппаратов затруднительна, однако их можно классифицировать по отдельным характерным признакам.

По принципу организации процесса все экстракторы делят на аппараты периодического и непрерывного действия. Первые применяют главным образом, в лабораторной практике или в малотоннажном производстве.

Полученные экстракт и рафинат выгружаются и

процесс повторяется.

Наиболее простыми по устройству являются односекционные барботажные аппараты с зернистыми твердыми веществами. Эти аппараты применимы в случаях, когда для проведения процесса экстракции достаточно одного контакта восходящего потока с одним слоем жидкости. Для ускорения протекающих процессов эти аппараты часто снабжаются механическими, инжекционными, пульсационными и вибрационными перемешивающимися устройствами.

Простотой конструкции и доступностью использования многочисленных металлических и неметаллических конструкционных материалов привлекают насадочные колонны (рис. 22.9). Применяют эти колонны для осуществления процесса экстракции при невысокой требуемой эффективности.

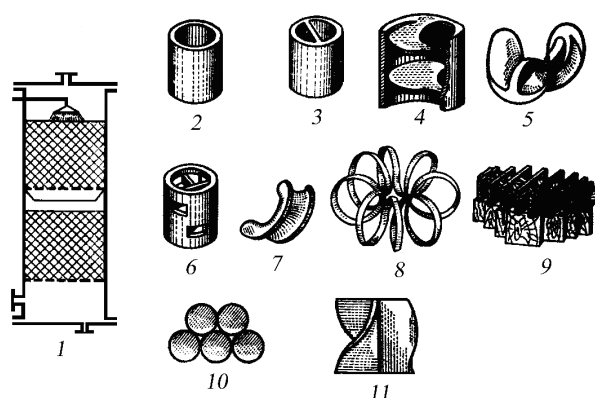


Рис. 22.9. Насадочные колонны и типы насадок: 1 – корпус; 2 – кольца Рашига; 3 – кольца Лессинга; 4 – спиральные кольца; 5 – седла Берля; 6 – кольца Палля; 7 – седла Инталокс; 8 – спиральная насадка; 9 – хордовая насадка; 10 – шаровая насадка; 11 – пропеллерная насадка

Непрерывный межфазный контакт происходит также в распылительных колоннах (рис. 22.10), где одна из взаимодействующих фаз всегда предварительно диспергируется и движется навстречу

сплошному потоку другой фазы. Проходя через отверстия распределителя, легкая фаза в виде капель движется снизу вверх сквозь тяжелую фазу, заполняющую смесительную зону колонны. К этой зоне сверху и снизу примыкают отстойные зоны, обычно имеющие больший по сравнению со смесительной зоной диаметр для лучшего отстаивания жидкостей. В верхней отстойной зоне капли сливаются и образуют слой легкой фазы, которая отводится сверху колонны. Тяжелая жидкость удаляется из нижней части колонны через гидравлический затвор, с помощью которого достигается полное заполнение жидкостью технологического пространства экстрактора.

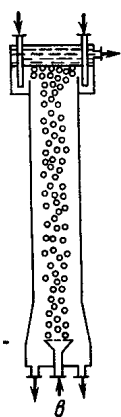


Рис. 22.10.
Распылительный
экстрактор

Каждой скорости тяжелой жидкости должна соответствовать некоторая предельно допустимая скорость легкой жидкости, и наоборот. Следствием нарушения допускаемого технологическим регламентом для конкретного аппарата соотношения между расходами тяжелой и легкой фаз является нарушение противотока и «захлебывание» колонны. Аналогичное влияние оказывает уменьшение доли поперечного сечения аппарата распределителем для диспергируемой фазы: капли укрупняются и легко увлекаются сплошной фазой. Для уменьшения вероятности возникновения явления «захлебывания» распределитель дисперсной фазы

устанавливают в нижней расширенной части колонны, где скорость сплошной фазы уменьшается, а сплошную фазу выводят, как показано на рис. 22.10, чтобы устранить возмущение потока на входе в колонну.

Распылительные экстракторы обладают высокой производительностью, но вместе с тем очень низкой интенсивностью массопередачи, обусловленной **обратным (продольным) перемешиванием (осевой дисперсией)**. Величина *высоты единицы переноса* (ВЕР) в них достигает нескольких метров, что и является основной причиной весьма ограниченного промышленного применения распылительных колонн.

Основной отличительной особенностью колонных аппаратов с многократным ступенчатым контактом взаимодействующих потоков является разделение их на секции горизонтальными распределительными устройствами. В основании каждой секции имеется такое устройство, предназначенное для создания тесного контакта взаимодействующих потоков, т. е. максимально возможной межфазной поверхности. Эти распределительные устройства обычно называют *тарелками*, а колонные аппараты – **тарельчатыми**.

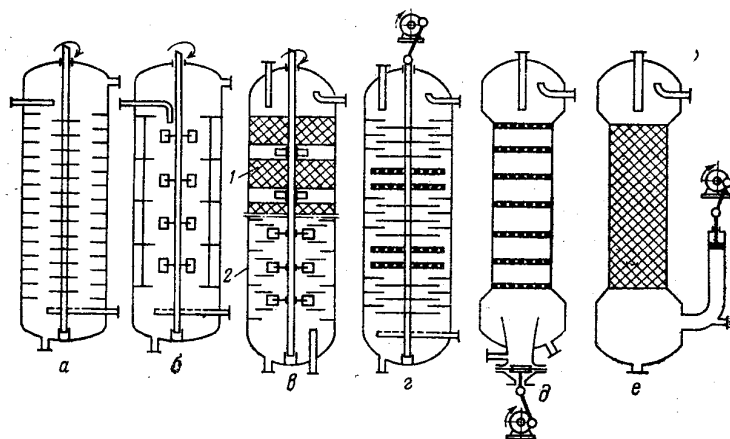


Рис. 22.12. Колонные аппараты с механическими перемешивающими устройствами: а – роторно-дисковый экстрактор; б – колонна «Микско»; в – колонна Шейбеля (1 – со слоями насадки; 2 – с капсулированными мешалками); г – вибрационная колонна; д – пульсационная ситчатая колонна; е – пульсационная насадочная колонна

Среди этих аппаратов наибольшее распространение получили конструкции, схематически представле

нные на рис. 22.12: роторно-дисковые экстракторы (РДЭ), асимметричные роторно-дисковые экстракторы (АРДЭ, на рис. не показан), колонны с чередующимися зонами механического перемешивания и расслаивания (типа «Микско» и Шейбеля), с вибрирующими перфорированными тарелками, а также пульсационные колонны, где перемешивание и диспергирование жидкостных потоков осуществляется путем сообщения им колебательного движения. Улучшенное контактирование фаз, достигаемое в колоннах с мешалками, однако, сопровождается усиленным продольным перемешиванием.

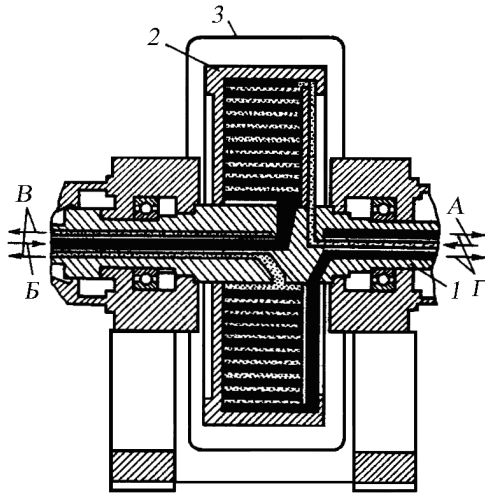


Рис. 22.13. Схема центробежного экстрактора Подбельняка: 1 – полый вал; 2 – ротор; 3 – кожух; А – вход легкой жидкости; Б – вход тяжелой жидкости; В – выход легкой жидкости; Г – выход тяжелой жидкости

Особое место среди экстракторов с фиксированной поверхностью контакта занимают центробежные аппараты. На рис. 22.13 представлена схема экстрактора Подбельняка. Основной частью аппарата является ротор, насаженный на вал и вращающийся вместе с ним с частотой от 2000 до 5000 мин⁻¹. Ротор выполнен в виде спирали.

Массообмен осуществляется в ее каналах. Тяжелая и легкая жидкости непрерывно подаются насосами, причем легкая жидкость подводится к периферии спирали, а тяжелая – к центру. При вращении ротора под действием возникающей центробежной силы тяжелая жидкость отбрасывается к периферии, проходя через легкую. Стенки спирали могут быть сделаны с отверстиями. Подача и отвод жидкостей в экстрактор обычно осуществляется через полый вал.

Вследствие относительно малой разности удельных весов жидкостей и большой силы трения между слоями волнообразование разрушает слоистое течение при сравнительно малых относительных скоростях жидкостей. Слоистое встречное движение в каналах экстрактора невозможно, поэтому необходимо,

чтобы в ленте были отверстия. В этом случае жидкости движутся не только вдоль каналов, образованных спиралью, но также в радиальном направлении, перетекая из канала в канал. При относительно небольшом количестве легкого экстрагента тяжелая жидкость, продвигающаяся от оси барабана к его периферии, увлекает легкую жидкость и оба слоя движутся относительно стенок канала в направлении, обратном вращению барабана. В результате трения о стенки поток турбулизируется, и массообмен между слоями интенсифицируется

ЭКСТРАКЦИЯ ПУТЕМ ОДНОКРАТНОГО КОНТАКТА

Статические параметры однократного контакта наиболее полно можно проанализировать на тройной диаграмме как для частично смешивающихся, так и для несмешивающихся жидкостей. На рис. 22.16, б представлена графическая интерпретация процесса при условии, если растворителем служит компонент C , а исходная смесь (точка F) содержит компонент B , растворенный в A ; компоненты A и C при малых концентрациях взаимнорастворимы. Точка M представляет собой состав, образующийся в результате смешения исходной смеси F с экстрагентом C ($CM:MF$), дающий экстракт (точка E) и рафинат R ($MR:EM$). Линия FC – рабочая линия процесса, линия RE – равновесная линия. Количество экстрагента определяется соответствующим положением точки M на прямой FC , не выходящей за пределы пограничной кривой, где двухфазная система становится

однофазной.

В результате однократного контакта образуются два слоя: экстрактный слой (на ветви пограничной кривой, расположенной на стороне растворителя C) и рафинатный слой, содержащий меньшее количество компонента B , чем исходная смесь F , и расположенной на левой ветви пограничной кривой. Если рафинат удалить из аппарата и вновь обработать его свежим растворителем, то при этом содержание компонента B в рафинате будет еще меньше. Таким образом, будет осуществляться принцип многократного контактирования, позволяющий практически полностью выделить продукт B .

Количество экстрактного и рафинатного слоев может быть определено или по треугольной диаграмме по соотношению соответствующих отрезков, или из материального баланса экстрагируемого компонента.

МНОГОКРАТНЫЙ КОНТАКТ С ПОДАЧЕЙ СВЕЖЕГО РАСТВОРИТЕЛЯ В КАЖДУЮ СТУПЕНЬ

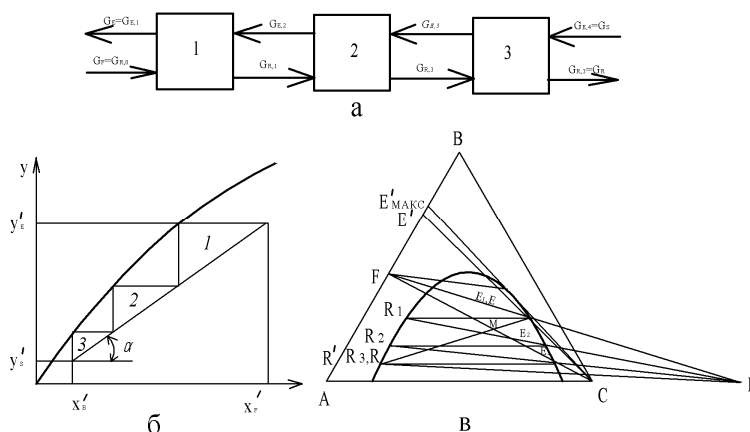


Рис. 22.20. Противоточная жидкостная экстракция

Необходимо число теоретических ступеней экстрагирования определяется числом хорд

равновесия $E_n R_n$, вмещающихся при построении на диаграмме до достижения заданного состава рафината x_R .

РАСЧЕТ КИНЕТИКИ ПРОЦЕССА ЖИДКОСТНОЙ ЭКСТРАКЦИИ

Принципиальное отличие процессов жидкостной экстракции от других массообменных процессов в системах с подвижной границей раздела фаз заключается в более значительном перемешивании во взаимодействующих фазах в связи с относительно малым различием их плотностей. Анализ и математическое описание процессов экстракции затрудняется тем, что при диспергировании одной из фаз образуются капли различных размеров. Лишь самые мелкие из них сохраняют при движении сферическую форму. Более крупные капли непрерывно деформируются при движении в дисперсионной (сплошной) среде. На кинетику массопереноса через границу раздела фаз существенное влияние оказывает движение жидкости в пограничных слоях, обусловленное зависимостью поверхностного натяжения от состава. Если в соседних точках поверхностные натяжения различны, то жидкость самопроизвольно движется от места с меньшим поверхностным в место с большим поверхностным натяжением. Это явление называется эффектом Марангони. Под влиянием факторов, имеющих случайный характер, скорости переноса вещества в разных точках поверхности капли различны

Поскольку химические потенциалы компонентов неидеальных смесей являются сложными функциями состава, при расчетах процессов массопередачи (экстракции) обычно рассматривают изменение не химических потенциалов, а концентраций компонентов. Это оправдано тем, что концентрации компонентов поддаются непосредственному определению и чаще всего рассматриваются как параметры состояния технологических систем.

Чтобы найти массу вещества, переносимого в определенном аппарате, нужно удельный поток, рассчитываемый по формуле (22.46) или (22.47), умножить на поверхность контакта фаз.

Определение поверхности контакта фаз часто представляет большие трудности, особенно для систем с подвижной границей раздела

Когда фазовые сопротивления массоотдачи значительно различаются, коэффициент массопередачи примерно равен меньшему коэффициенту массоотдачи, т. е. общее сопротивление переносу вещества лимитируется той фазой, для которой коэффициент массоотдачи имеет меньшее значение.

Каждый из коэффициентов массоотдачи характеризует кинетику переноса в отдельной фазе и зависит от ее физических свойств и гидродинамической обстановки в этой фазе. Коэффициент массопередачи характеризует кинетику переноса рассматриваемого компонента из отдающей фазы в принимающую, т. е. во всей системе в целом. Величины, обратные коэффициентам массоотдачи

имеют смысл сопротивлений переносу вещества в соответствующих фазах и называются фазовыми сопротивлениями массоотдачи. В процессах массопередачи относительный вклад фазовых сопротивлений в общее сопротивление зависит от условий фазового равновесия.

Одной из простейших, хотя не в полной мере отражающих физическую картину процесса, является *ячеечная модель*

ЭКСТРАГИРОВАНИЕ В СИСТЕМЕ ТВЕРДОЕ ТЕЛО-ЖИДКОСТЬ

Под экстрагированием в системе твердое тело - жидкость понимаются процессы растворения, выщелачивания, а также непосредственно процесс экстрагирования, в результате проведения которых из твердой фазы на основе их избирательной растворимости в жидком растворителе. Процесс проходит через следующие стадии: 1) подвод экстрагента (растворителя) к поверхности раздела твердой и жидкой фаз; 2) перенос экстрагента к целевому компоненту, находящемуся в твердом материале; 3) взаимодействие растворителя в результате проведения химической реакции или физического растворения с извлекаемым компонентом; 4) перенос извлеченного компонента к границе раздела твердой и жидкой фаз; 5) отвод целевого компонента в ядро потока растворителя (экстрагента).

При экстрагировании растворимых веществ из

ткани растительного сырья обычно не все перечисленные выше стадии процесса имеют место, либо не все играют существенную роль.

Механизм экстрагирования зависит от того, в каком фазовом состоянии находится извлекаемый ценный компонент в твердом теле-носителе. Например, если целевой компонент находится в твердом теле в виде раствора, то процесс экстрагирования сводится к внутренней диффузии молекул целевого компонента к наружной поверхности частиц, а затем к переходу в ядро потока жидкости в результате внешней диффузии. Если же целевой компонент содержится в твердых частицах в виде твердых включений, то предварительно происходит растворение этих частиц, а затем перенос растворенного компонента к поверхности частицы и в ядро потока жидкости. Так, в самом многотоннажном из пищевых производств, связанных с экстрагированием, – свеклосахарном экстрагирование происходит из растительной ткани, в которой экстрагируемое вещество находится в жидкой фазе уже в растворенном состоянии.

Скорость процесса экстрагирования зависит от большого числа параметров – например, от формы нахождения извлекаемого компонента, характера взаимодействия инертного твердого носителя с извлекаемым компонентом, различия в избирательной способности экстрагента по отношению к компонентам, содержащимся в твердой фазе, от структуры пористого материала, а также от условий равновесия и кинетики процесса. Обычно она

определяется или лимитируется скоростью протекания самой медленной стадии, которой в процессах экстрагирования является стадия подвода или отвода растворителя и экстрагированного ценного компонента. Так как процесс протекает в диффузионном режиме, то его скорость определяется скоростью диффузии, а движущей силой процесса является разность концентраций.

Структура твердых тел и слоя материала. Структурные особенности строения твердых тел оказывают существенное влияние на выбор метода подготовки сырья к экстрагированию, кинетику процесса экстрагирования и непосредственно его аппаратное оформление. Для сплошных тел используются данные об их форме, размерах и химическом составе, а для пористых тел дополнительно учитываются особенности их внутреннего строения, которое характеризуется размерами и геометрией пор. Если размер пор существенно больше размеров молекул жидкости, то перенос вещества внутри твердой частицы происходит за счет конвективной диффузии. Если же размер пор сопоставим с размером молекул жидкости, вещество в порах переносится только за счет молекулярной диффузии.

Внутренняя структура твердого материала зависит от его происхождения, физических и физико-механических характеристик (таких, как способ измельчения или, напротив, агломерирования), что стремятся учесть такими характеристиками, как

коэффициент пористости, проницаемости, внутренняя проницаемость, коэффициенты диффузии и массопроводности.

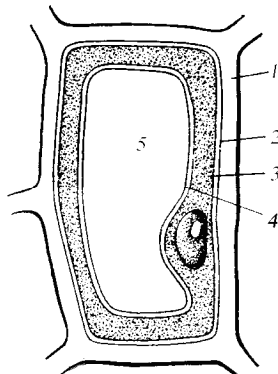


Рис. 22.23. Схема строения растительной клетки: 1 – клеточная оболочка; 2, 4 – полупроницаемые мембраны; 3 – протоплазма; 5 – вакуоль

Основу структуры веществ, подвергаемых экстрагированию в пищевой промышленности, составляют капиллярно-пористые системы растительного или животного происхождения.

Основное сопротивление для проникновения вещества в клетку создают мембраны, окружающие цитоплазму, и включенные в нее органеллы. Из-за наличия этих барьеров скорость диффузии веществ в живой растительной

ткани на несколько порядков ниже, чем в чистых жидкостях.

Диффузионное сопротивление мембран и цитоплазмы играет существенную роль только до тех пор, пока не денатурированы белки, из которых они построены. Поэтому растительная ткань, в клетках которой протоплазма не разрушена, должна перед проведением процесса экстрагирования или в начальной его стадии подвергаться специальной обработке (нагреванию, ферментации и др.). После этого основным барьером на пути переноса вещества в растительной ткани остается оболочка клетки.

Структурную основу оболочек растительных клеток, определяющую прочность, упругость и

эластичность растительной ткани, образует целлюлоза или клетчатка, инкустрированная пектинами, низкомолекулярными фракциями целлюлозы, пентозанами и другими высшими полисахаридами.

Целлюлоза представляет собой природный полимер с линейными жесткими макромолекулами, отличающимися большой длиной цепей с молекулярной массой до нескольких миллионов и значительной энергией взаимодействия между ними. Отдельные макромолекулы целлюлозы, расположенные более или менее параллельно, ассоциируются в длинные пучки, получившие название пачек, которые могут состоять из сотен макромолекул. Размер пачек $5 \cdot 10^{-9} \dots 6 \cdot 10^{-9}$ м. Они создают более крупные образования – фибриллы, сохраняясь при этом как отдельные элементы. Фибриллы, в свою очередь, формируются в еще более крупные надструктуры. Диаметр микрофибрилл $2 \cdot 10^{-8} \dots 3 \cdot 10^{-8}$ м, благодаря чему они хорошо видны в электронном микроскопе (рис. 22.24). В клеточной оболочке имеется также определенное количество нецеллюлозных микрофибрилл.

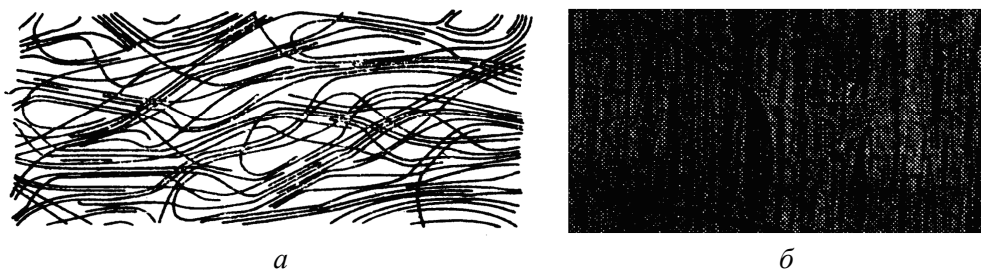


Рис. 22.24. Схема строения пачки макромолекул природного полимера (а) и стенка клетки под электронным микроскопом (б)

В соответствии с двумя видами структур – пачечной и фибриллярной – в волокнах целлюлозы имеются два вида пор: узкие, отличающиеся гомокапиллярностью промежутки между пачками макромолекул, диаметром $1 \cdot 10^{-10}$ м и более крупные, отличающиеся гетерокапиллярностью межфибриллярные промежутки, диаметром 10^{-8} м.

Для оценки диффузионной проводимости материала используется коэффициент массопроводности, величина которого должна быть неизменна во всех направлениях и для большинства твердых нерастительных материалов прямо пропорциональна коэффициенту диффузии и зависит от пористости тела, геометрии пор, а также от изменения вязкости жидкости в результате растворения стенок пор и т. д. Для оценки диффузионной проводимости пористого материала используется эффективный коэффициент диффузии, значения которого определяются экспериментально. Для пористых тел различают коэффициенты стесненной и свободной диффузии.

Величина пористости твердого тела определяется геометрией пор и капилляров. При расчетах обычно используются их средние значения, распределение их по величине, разветвленность, наличие застойных зон и др.

Различают открытую и закрытую пористость. Открытую пористость имеют твердые тела, у которых поры пересекаются и выходят на поверхность образца.

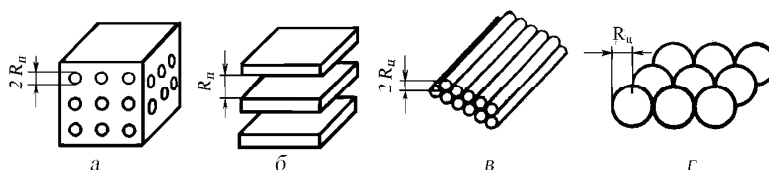


Рис. 22.26. Идеализированные модели структуры пористых тел: *а, в* – непересекающиеся цилиндрические капилляры ($K_n = 1$) и плотно упакованные стержни ($K_n = 0,104$), соответственно; *б* – трещины; *г* – шаровидные частицы (при кубической упаковке $K_n = 0,613$, при орторомбической упаковке $K_n = 0,433$, при ромбоэдрической упаковке $K_n = 0,229$)

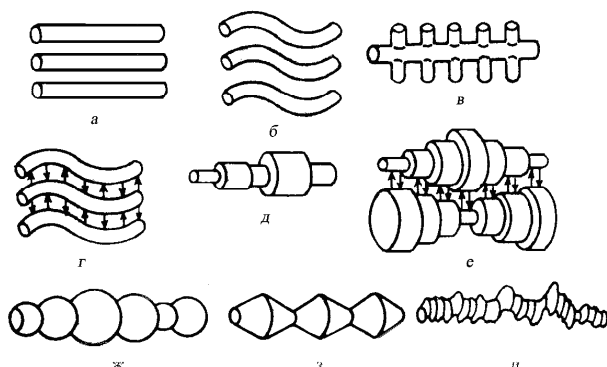


Рис. 22.27. Одномерные капилляры: *а* – прямые капилляры; *б* – извилистые капилляры; *в* – капилляры с отходящими тупиковыми порами; *г* – параллельные капилляры с идеальной связью; *д* – серийная модель; *е* – модель Форстера–Бата; *ж* – серийная модель из сферических полостей; *з* – периодически гофрированные капилляры; *и* – модель гофрированной поры

Величина
общей пористости
определяется по
формуле

$$\varepsilon_o = \frac{\rho_{ист} - \rho_{об}}{\rho_{об}} 100, \quad (22.53)$$

где $\rho_{ист}$, $\rho_{об}$ –
истинная и
объемная плотность
образца (тела).

Процесс
проникновения
жидкости в слой

твердого материала определяется особенностями его структуры. Основными характеристиками слоя, влияющими на его взаимодействие с жидкостью, является крупность частиц твердого материала и его удельная поверхность. Два этих фактора определяют диаметр пор (эффективный, эквивалентный) и величину трения движущейся по порам жидкости. Если размер твердых частиц мал по сравнению с толщиной слоя, то такой слой изотропен, т. е. коэффициент его массопроводности по всем направлениям одинаков.

Практически внутренняя поверхность пористых твердых тел обычно на несколько порядков больше чем наружная. Таким образом, для крупных кусков твердых материалов полная поверхность будет в основном внутренней. Если твердый материал (сахарная свекла, семена подсолнечника, чай и т. д.) измельчен, то его наружная поверхность будет определяющей в процессе экстрагирования.

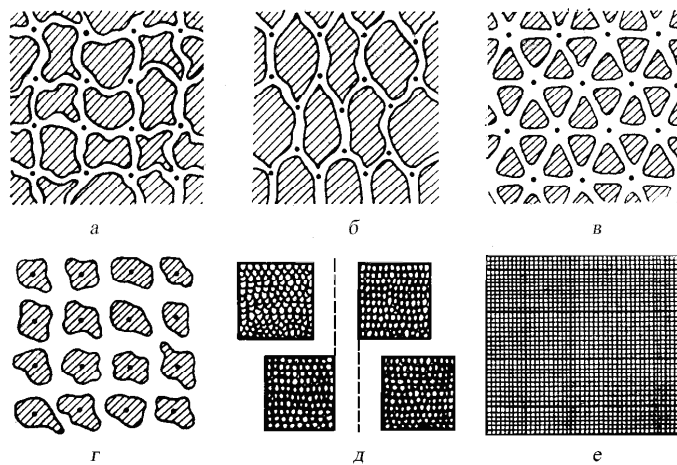


Рис. 22.28. Двумерные решеточные модели: *а* – квадратная; *б* – сотовая; *в* – тройная гексагональная; *г* – система частиц в узлах квадратной решетки; *д* – бидисперсная модель Вакао–Смита; *е* – бидисперсная модель на основе квадратной решетки

Мерой состояния дисперсной системы обычно служит диаметр частиц $d_{\text{ч}}$ или обратная ему величина $1/d_{\text{ч}} = D$, которую называют

дисперсностью. Дисперсность определяет технологические свойства сыпучего дисперсного материала и может быть выражена функцией распределения частиц по размерам или величиной удельной поверхности. Оптимальный размер частиц должен выбираться, исходя из особенностей протекания процессов экстрагирования и последующего разделения фаз.

Для экстракционных процессов наиболее важным параметром является удельная поверхность частиц, поэтому в расчетах за эквивалентный диаметр надо принимать размер сферы с такой же удельной поверхностью, что и данная частица.

Величина дисперсности твердых материалов в лабораторных условиях может быть определена несколькими мало сопоставимыми между собой способами: ситовым анализом, седиментационным методом, микроскопическим анализом, непосредственным методом измерения линейных размеров частиц и т. д. Зная функцию распределения твердых частиц, можно приближенно оценить их суммарную площадь поверхности, которая, строго говоря, не является действительно площадью поверхности частиц материала, поскольку будет получена в результате грубых допущений и зависит от числа выбранных фракций. В настоящее время в лабораторной практике удельная поверхность частиц твердых материалов и их пористость определяются по величине воздухопроницаемости слоя при просасывании через него воздуха при давлении,

близком к атмосферному, а также сильно разряженного воздуха при высоком вакууме.

Величина удельной поверхности слоя a связана с его порозностью ε и эквивалентным диаметром пустот в слое d_ε соотношением

$$a = \varepsilon / [(1 - \varepsilon) d_\varepsilon]. \quad (22.56)$$

Выбор типа экстрагента. Применение того или иного экстрагента зависит от механизма и технологических особенностей процесса. При его выборе необходимо обладать информацией о растворимости, кинетике процесса, равновесных характеристиках, а также о составах получающихся твердых фаз.

В пищевой промышленности широкое распространение получили различные экстрагенты – вода, этиловый спирт, бензин, сжиженные газы и др. Для экстрагирования ряда веществ (например, растительных масел) широко используются как смеси органических растворителей, так и их смеси с водой. Применение смешанных растворителей позволяет повысить величину коэффициента разделения. При использовании нескольких растворителей их подбирают обычно таким образом, чтобы обеспечить малую взаимную растворимость. Степень взаимной растворимости жидкостей зависит от температуры смеси, а полное смешение может наступать как при повышении, так и при понижении температуры (соответственно, при верхней и нижней критической температуре растворения).

При выборе типа растворителя исследуют

диаграммы равновесия, по которым устанавливают возможность применения экстрагента в различных диапазонах изменения концентраций.

Кривые растворимости представляют в прямоугольной системе координат (в виде графика зависимости растворимости от температуры), а также на треугольных диаграммах.

Движущей силой процесса экстрагирования в системе твердое тело-жидкость является разность между концентрацией растворяющегося вещества у поверхности твердого тела c и его средней концентрацией c_0 в основной массе раствора. Концентрация на границе раздела фаз обычно принимается равной концентрации насыщенного раствора c_n . Тогда движущая сила процесса может быть выражена как $c_n - c_0$.

Теоретическое описание процесса экстракции из твердых тел вызывает большие затруднения, и даже в сочетании с экспериментом может служить основой лишь для приближенных инженерных расчетов. В связи с этим на практике часто оценивают эффективность экстракторов непрерывного действия по *числу достигаемых ступеней равновесия*, методика определения которых во многом аналогична для процесса экстрагирования в системах жидкость-жидкость.

. АППАРАТУРНОЕ ОФОРМЛЕНИЕ ПРОЦЕССОВ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ

ИЗ ТВЕРДЫХ ТЕЛ

Аппаратурное оформление процесса экстрагирования с системах твердое тело-жидкость определяется физическими свойствами перерабатываемого твердого материала и экстрагента – размерами частиц, их механической прочностью, размерами пор и характером распределения в них извлекаемого вещества, плотностью жидкой и твердой фаз и т. д. Имеет значение и учет требований к степени отработки материала, к выходной концентрации экстракта. Все это приводит к разнообразному оформлению данного процесса.

К конструкциям аппаратов для экстрагирования предъявляют следующие требования:

- 1) высокая производительность на единицу рабочей вместимости аппарата;
- 2) высокая концентрация образующегося раствора;
- 3) низкий расход энергии.

Классификация экстракторов может быть проведена с помощью самых различных признаков.

В настоящее время используют в основном экстракторы периодического, полунепрерывного и непрерывного действия, причем применение непрерывнодействующих экстракторов более эффективно вследствие возможности обеспечения большей производительности и осуществления автоматизированного контроля за их работой.

Можно классифицировать их по направлению движения экстрагента и твердой фазы (противоточные,

прямоточные, с процессом полного смешения, с процессом в слое и комбинированные), характеру циркуляции растворителя (с однократным прохождением, с рециркуляцией и оросительные), параметрам процесса (работающие под атмосферным давлением, под вакуумом или под избыточным давлением), свойствам обрабатываемого твердого материала (для тонкодисперсных, мелкодисперсных, крупнозернистых, пастообразных, волокнистых и других материалов), гидродинамическому характеру процесса (с неподвижным, движущимся, взвешенным или псевдоожиженным слоем твердой фазы).

По способу и направлению движения фаз в процессе экстрагирования экстракторы можно разделить на следующие типы: 1) карусельные; 2) конвейерные; 3) вертикальные колонные; 4) горизонтальные шнековые и лопастные; 5) барабанные; 6) смесительно-разделительные (смесительно-отстойные).

Число конструкций экстракторов для систем жидкость-твердое тело чрезвычайно велико и постоянно увеличивается. Только для экстрагирования растительных масел в настоящее время используют более 25 экстракторов различных конструкций, изготавливаемых отечественной промышленностью и зарубежными фирмами.

Поэтому ограничимся рассмотрением лишь некоторых наиболее распространенных в пищевой промышленности конструкций.

Экстрактор периодического действия представляет

собой емкость с ложным дном, играющим роль фильтрующей перегородки, в которую одновременно загружается перерабатываемый материал и экстрагент. Аппарат обычно снабжается мешалкой (рис. 23.29, *а*) или циркуляционным контуром для интенсификации процесса. По окончании экстрагирования экстракт через ложное дно сливается из аппарата, после чего твердая фаза выгружается. В таких аппаратах получают настойки, морсы, проводят обезжиривание костей, экстракцию желатина и т. д.

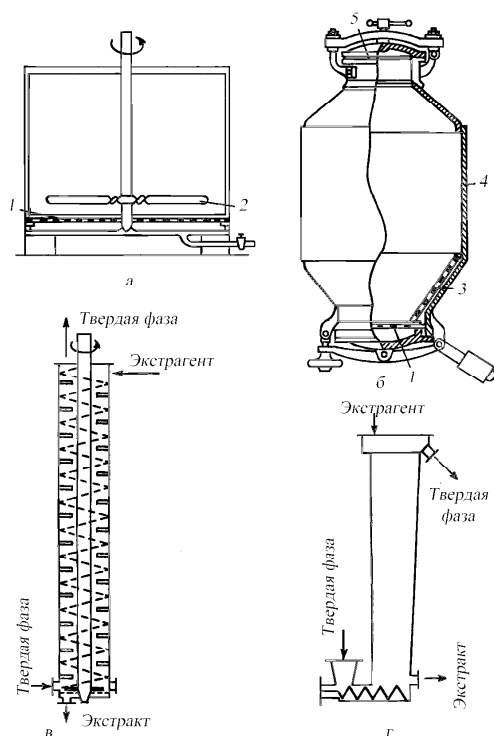


Рис. 22.29. Экстракционные аппараты: *а* – экстрактор периодического действия с мешалкой; *б* – диффузор (перколятор); *в* – колонный аппарат со шнековым транспортером; *г* – колонный аппарат без транспортного устройства; 1, 3 – ложное дно; 2 – мешалка; 4 – корпус; 5 – крышка

В аппаратах полунепрерывного действия (диффузорах или перколяторах) частицы твердого материала образуют неподвижный зернистый слой, опирающийся на ложное дно, покрытое фильтрующим материалом (рис. 22.29, *б*), а растворитель непрерывно пропускают через слой. Обычно процесс ведется в батарее диффузоров, состоящей из 10...15

аппаратов, соединенных последовательно. По мере обеднения твердого материала диффузоры отключаются от общей схемы для удаления отработанного сырья и для загрузки новой порции твердой фазы, подлежащей экстрагированию. Диффузоры работают в полунепрерывном режиме, что связано с их низкой производительностью и большими затратами ручного труда, и используются в основном для переработки небольшого количества твердого материала. Их достоинства – простота конструкции и легкость отделения жидкой фазы от твердой. Отсутствие механического воздействия на слой в диффузорах благоприятствует сохранению первоначального размера частиц, исключает истирание частиц, что в ряде случаев имеет важное значение для получения качественных экстрактов.

Для экстракторов непрерывного действия характерной особенностью является наличие в них различных транспортных устройств, обеспечивающих перемещения твердой фазы (шнеки, лопасти, ковши, ленты). Аппараты с ленточными транспортирующими органами делаются горизонтальными, а с другими видами перемещающих устройств могут быть горизонтальными, наклонными, вертикальными или включать комбинацию таких элементов.

Широкое применение в пищевой промышленности получили колонные аппараты, которые в зависимости от количества колонн делятся на одно и многоколонные. По расположению основного корпуса (корпусов) они могут быть вертикальными и

горизонтальными, а по виду транспортного устройства – лопастными, шнековыми и цепными.

Одноколонный экстрактор (рис. 22.29, в) относится к простейшему типу аппаратов непрерывного действия. Здесь перемещение твердого материала выполняется снизу вверх за счет шнека или лопастного транспортера, а подача исходного твердого материала осуществляется в низ аппарата с помощью специального насоса, в который исходная твердая фаза поступает в виде суспензии в отбираемом из аппарата экстракте. Механическое измельчение твердой фазы и продольное перемешивание, создаваемое транспортером, являются недостатками аппаратов этого типа. Если плотность твердой фазы значительно превосходит плотность жидкости, то колонный аппарат может работать без транспортного устройства. В этом случае подача материала осуществляется с помощью шнека (рис. 22.29, г).

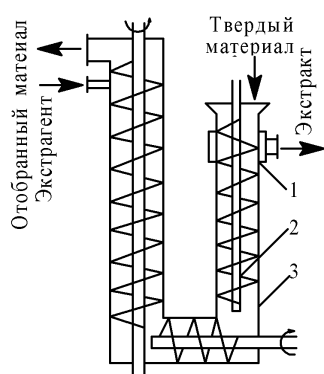


Рис. 22.30. Экстрактор трехшнековый: 1 – разделительное сито; 2 – шнеки; 3 – корпус;

Для отделения жидкой фазы от твердой уровень жидкости в них поддерживается ниже уровня, с которого отводится отработанная твердая фаза. Однако таким путем нельзя добиться эффективного разделения фаз, следовательно, отбираемая из этих экстракторов твердая фаза содержит в себе значительное количество

экстрагента.

На рис. 22.30 приведена схема трехшнекового экстрактора, две колонны которого с целью экономии производственной площади расположены вертикально. В аппараты этого типа загрузка исходного материала осуществляется проще, чем в одноколонные аппараты, но в них может возникать закручивание массы твердых частиц вместе с вращающимся органом, что затрудняет их транспортировку по аппарату. Имеет место повышенное дробление частиц при переходе их из одной колонны в другую, рециркуляция жидкости.

По аналогичному принципу работают экстракторы с цепным лопастным транспортером (рис. 22.31). Достоинством этих экстракторов является то, что твердый материал располагается на каждой перфорированной лопасти слоем небольшой высоты, благодаря чему при движении он не деформируется. В этих аппаратах легко осуществлять заданный температурный режим. По массообменным характеристикам такой аппарат близок к колонному аппарату со шнековым транспортером, но сложен в эксплуатации, занимает больший объем и площади помещений по сравнению с одноколонными. Кроме того, после перехода из одной колонны в другую равномерность расположения слоя частиц на сетке нарушается, что отрицательно влияет на гидродинамический режим взаимодействия жидкой и твердой фаз.

Для извлечения сахарозы из свекловичной стружки широко применяются двухшнековые наклонные аппараты, представляющие собой корытообразный

наклонно установленный корпус с рубашками на внешней поверхности для обогрева паром (рис. 22.32).

Внутри корпуса, имеющего в поперечном сечении ω -образную форму, расположены два вращающихся навстречу друг другу шнека, опирающиеся на ряд равномерно расположенных по длине аппарата подшипников.

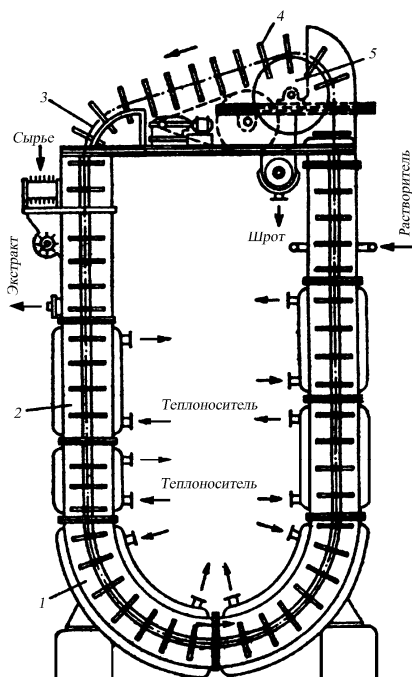


Рис. 22.31. Диффузионный аппарат непрерывного действия типа J: 1 – круглый участок; 2 – вертикальная колонна; 3 – роликовая цепь; 4 – рамки; 5 – приводной барабан

Витки шнеков частично заходят один в другой, чем предотвращается вращение частиц вместе со шнеками. Перед нижней торцевой стенкой аппарата находится сито, которое вместе со стенкой образует камеру для отделения экстрагента. Сито очищается вращающимися скребками. Над головной частью аппарата находится приемный бункер, одна из стенок которого является продолжением нижней торцевой стенки аппарата. Шнеки приводятся во вращение двумя

специальными приводами, установленными у нижней и верхней торцевых стенок аппарата. Для удаления частиц из аппарата в верхней его части имеется колесо с черпаками. Растворитель подается в аппарат специальными поворотными патрубками с соплами в

верхней части аппарата над последними витками шнеков.

Конструкции двухшнековых колонных экстракторов довольно просты. Они имеют наименьшую из всех широко применяемых в промышленности типов экстракторов металлоемкость,

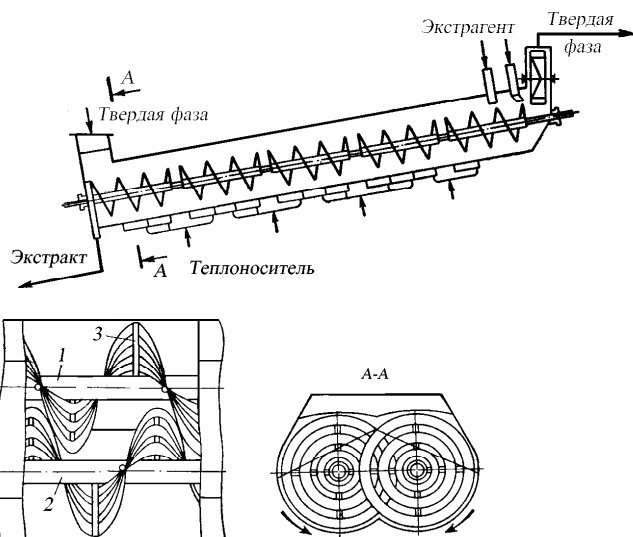


Рис. 22.32. Экстракционный аппарат наклонного двухшнекового типа: 1, 2 – валы винтовых транспортеров; 3 – винтовой транспортер

занимают наименьший объем зданий, имеют меньший расход энергии и меньшую стоимость всей установки в сравнении с другими аппаратами такой же производительности. Но при их работе наблюдаются частые остановки и повреждения из-за

спрессовывания твердой фазы и закручивания волокнистых материалов на шнеке, абразивный износ корпусов колонн и шнеков в процессе работы. Интенсивность массообмена по длине аппаратов неравномерна, что снижает эффективность процесса.

Оросительные экстракторы относятся к типу аппаратов, в которых не вся масса твердых частиц находится в постоянном контакте с жидкостью. Однако это не должно рассматриваться как недостаток, т. к. жидкость, движущаяся по поверхности твердого тела в

виде пленки, в большей мере интенсифицирует процесс на границе раздела фаз, чем сплошная среда.

По конструктивному принципу оросительные аппараты делятся на ленточные, ковшовые и шнековые.

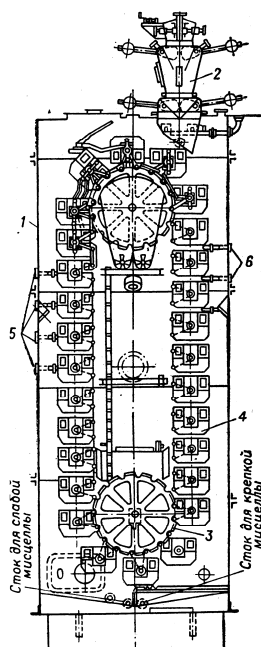


Рис. 22.33. Вертикальный оросительный экстрактор ковшового типа: 1 – корпус; 2 – дозатор; 3 – приводная звездочка; 4 – ковш; 5, 6 – форсунки

В колонных ковшовых экстракторах (рис. 22.33) транспортирующим твердую фазу органом служит бесконечная цепь, одетая на звездочки 3, несущая на себе сетчатые ковши 4 с помещенным в них твердым материалом. С торцевых сторон ковша имеются карманы, в которые подается чистый растворитель 5 или экстрагент 6.

Карманы соединены между собой трубками с отверстиями, через которые подаваемые форсунками жидкости поступают на орошение материала в расположенные ниже ковши. Днище ковша представляет собой

рамку с густой проволочной сеткой, расположенную над оросительными трубками. В нижней части транспортера имеется специальный опрокидывающий механизм, который переворачивает и стряхивает ковш над бункером для приема шрота.

Материал загружается сверху в верхний ковш спускающегося ряда и орошается с помощью форсунок

и трубок в ковше растворителем, частично обогащенным экстрагируемым веществом, после прохождения через поднимающийся ряд ковшей. Проходя через слой материала в ковше и дырчатое дно, экстрагент поступает в следующий ковш. Таким образом, в опускающемся ряду ковшей имеет место проточный процесс. Верхние ковши поднимающегося ряда орошаются таким же образом, но чистым растворителем, следовательно, в этом ряду имеет место противоточный процесс. Жидкость, прошедшая через последний ковш этого ряда, собирается на дне аппарата и направляется в верхний ковш опускающегося ряда.

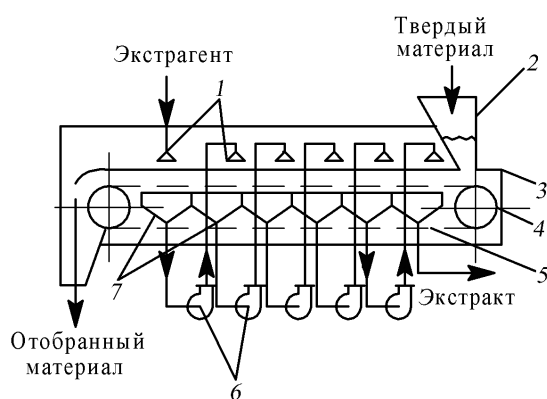


Рис. 22.34. Оросительный ленточный экстрактор: 1 – распылители; 2 – питающий бункер; 3 – корпус; 4 – звездочка; 5 – перфорированный ленточный транспортер; 6 – насосы; 7 – приемные емкости

Главным недостатком оросительных экстракторов является то, что на протяжении определенного участка длины аппарата жидкость имеет одинаковую концентрацию, что приводит к известному нарушению принципа

противотока. Следует отметить и большие габариты аппаратов данной группы, их значительную металлоемкость и плохое использование технологического объема.

Для крупнокусковых материалов часто

применяются ротационные аппараты, которые в основном бывают двух видов. Аппараты, корпус которых вращается вокруг горизонтальной оси, относят к группе аппаратов барабанного типа, а аппараты, корпус которых вращается вокруг вертикальной оси – карусельного типа.

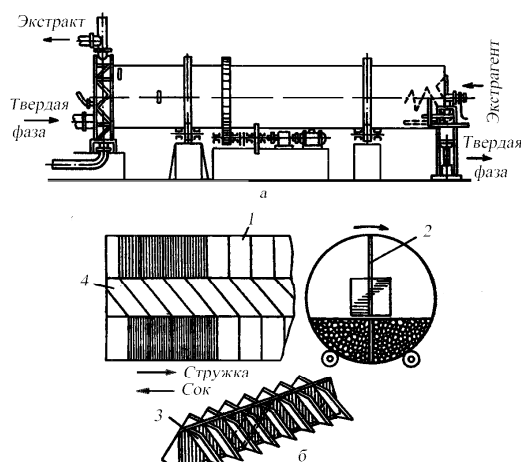


Рис. 22.35. Ротационный аппарат: *a* – общий вид; *б* – элементы аппарата; 1 – винтовые поверхности; 2 – решетки; 3 – направляющие плоскости; 4 – сплошные перегородки

Ротационный аппарат барабанного типа (рис. 22.35) представляет собой горизонтально расположенный вращающийся на катках цилиндрический корпус, в котором частицы твердого материала непрерывно перемещаются, увлекаемые трением о его стенку. Рабочая

полость аппарата по всей его длине разделена по диаметру дырчатой перегородкой 2 (рис. 22.35, *a*). На внутренней поверхности корпуса расположены винтовые перегородки 1, не достигающие до центра барабана. В центральной его части находятся наклонные перегородки 3 (рис. 22.35, *б*), соединяющие между собой винтовые перегородки соседних витков. Аппарат заполнен смесью частиц и жидкостью только до уровня наклонных перегородок (примерно 25...33 % вместимости). При вращении барабана экстрагент, находящийся всегда в нижней части аппарата между

сплошными винтовыми поверхностями, перемещается вдоль барабана, а твердые частицы увлекаются дырчатой перегородкой 2. Затем отделяются на ней от жидкости и после определенного угла поворота барабана по наклонным перегородкам 3 сползают в полость между соседними витками и, таким образом, перемещаются по аппарату в противоположном направлении.

Процесс экстрагирования в каждом промежутке между витками протекает прямоточно, а переход между камерами осуществляется по принципу противотока, т. е. имеет место комбинированный процесс. Транспортная система данного аппарата достаточно проста и не приводит к деформации твердых частиц.

Главным недостатком аппаратов этого типа является очень низкий коэффициент использования объема и трудность поддержания необходимого температурного режима по его длине.

Следует отметить, что в аппаратах ротационного типа коэффициент массоотдачи с увеличением размера частиц возрастает более значительно, чем в аппаратах других типов. Это связано с особенностями процесса в этих экстракторах, где масса частиц разделена на независимые слои, не сжимаемые общим потоком жидкости. Пористость такого слоя в большей степени зависит от размера частиц. Поэтому увеличение соотношения между расходом твердой фазы и экстрагента не приводит к сильному сжатию слоя, а способствует увеличению коэффициента массоотдачи.

Экстракторы с гидродинамическим и газодинамическим механизмом перемешивания твердых частиц удобны для обработки тонкодисперсных, в том числе и труднорастворимых материалов, поскольку механизм перемещения частиц по аппарату потоками жидкой или газовой фазы предполагает образование взвешенного (кипящего) слоя витающих в жидкости или газе твердых частиц.

Простотой конструкции и высокой эффективностью отличается аппарат, разработанный Полтавцевым (рис. 22.36). В аппарате размещены параллельно установленные на перфорированной перегородке вертикальные пластины с переточными окнами и поворотными планками. Корпус 1 выполнен в виде параллелепипеда, причем горизонтальная продольная перегородка 2 сделана полой (для подвода теплоносителя). Корпус отделен от газовой камеры 3 горизонтальной перегородкой 4, расположенной над перфорированной перегородкой 2. При этом образуется циркуляционный контур. В корпус вмонтированы штуцера для ввода и вывода фаз. На перфорированной перегородке 2 установлены вертикальные перегородки с переточными окнами 5, в которых шарнирно закреплены поворотные планки. Твердый материал поступает в корпус через штуцер 6 в первую секцию, где смешивается с жидкостью (экстрагентом или промывной водой), уровень которой регулируется положением сливного штуцера. Полученная смесь твердой и жидкой фаз перемещается по наклонному днищу и далее приводится во

взвешенное состояние газом (воздухом) низкого давления, который подается через перфорированную перегородку 2 в секции аппарата. От наклонной крышки взвесь отражается в сепарационное пространство, откуда газ через сборник по штуцеру 7 отводится из аппарата.

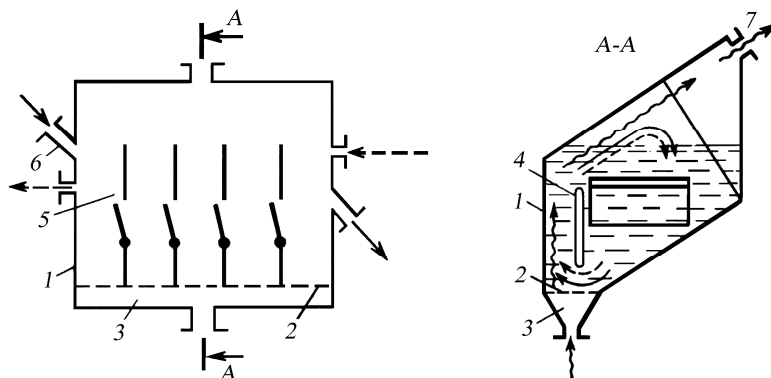


Рис. 22.36. Экстрактор Полтавцева: 1 – корпус; 2 – перфорированное днище; 3 – камера для подачи газа; 4 – перегородка; 5 – перетоки; 6 – штуцер для подачи твердой фазы; 7 – штуцер для отвода газа

Твердая фаза поступает вниз, причем часть потока планками направляется в следующую секцию, куда противотоком к нему подается жидкая фаза.

Таким образом, в каждой секции аппарата создается интенсивный поток смеси фаз по замкнутому циркуляционному контуру с противоточной подачей жидкой и твердой фаз из секции в секцию.

Аппараты этого типа просты по конструкции. Основными их недостатками является абразивный износ внутренних поверхностей корпусов и невозможность применения для переработки дисперсных смесей, имеющих большой размер частиц.

Рассмотренные выше аппараты не исчерпывают

многообразия конструктивных реализаций экстракторов, работающих с системами жидкость-твердое тело, а лишь иллюстрируют общую тенденцию их развития.

КИНЕТИКА ПРОЦЕССА ЭКСТРАГИРОВАНИЯ В СИСТЕМЕ ЖИДКОСТЬ – ТВЕРДОЕ ТЕЛО

Кинетика переноса целевого компонента из частиц твердой фазы в сплошную среду экстрагента может быть существенно различной.

где c – концентрация целевого компонента, кмоль/м³; D – эффективный коэффициент диффузии целевого компонента в экстрагенте, м²/с; τ – время, с; w_x, w_y, w_z – проекции вектора действительной скорости на оси x, y и z ; r_{iv} – скорость образования компонента в единице объема.

Решения уравнения (22.59) получается в виде функций $c = f(x, y, z, \tau)$, описывающих поле концентраций в экстрагенте или в твердой частице.

Скорость переноса вещества в движущейся среде зависит не только от поля концентраций и свойств среды, но и от условий движения, т. е. от гидродинамической обстановки, в которой протекает процесс экстрагирования. Для системы, состоящей из n компонентов, можно написать $n-1$ независимое уравнение (22.59) для $n-1$ компонента. Уравнение для n -го компонента не является независимым вследствие

очевидного условия $\sum_{i=1}^n c_i = \rho$, где ρ – плотность смеси.

Эти уравнения должны быть дополнены уравнениями Навье-Стокса или им подобными, определяющими поле скоростей. Таким образом, для описания процесса переноса в n - компонентной смеси получается система $n+2$ дифференциальных уравнений в частных производных, которая должна быть дополнена соотношениями, описывающими зависимость физических свойств смеси от состава. Решением этой системы уравнений является функция, определяющая поле концентраций всех компонентов.

Особенность процессов массопереноса из твердых тел заключается в том, что при малых размерах пор скорость массового движения жидкости через них невелика. Поэтому обычно принимают, что перенос целевого компонента внутри твердой частицы происходит путем молекулярной диффузии.

Согласно закону молекулярной диффузии Фика, расход вещества из частицы в экстрагент равен

$$M = -D \left(\frac{\partial X}{\partial n} \right)_n S, \quad (22.60)$$

где X – содержание переносимого вещества в единице объема твердой фазы; $(\partial X / \partial n)_n$ – градиент концентрации на поверхности частицы; S – площадь поверхности частицы.

Величина коэффициента массоотдачи зависит от структуры потока, причем с повышением интенсивности перемешивания значение β растет, а $(X_n - y)$ уменьшается.

Существенное влияние на протекание экстракционного процесса оказывает влияние соотношение твердое тело - жидкость, т. е. отношение расходов взаимодействующих фаз (G/L).

В аналогичной форме можно представить уравнения материального баланса для непрерывного прямотока и противотока.

Изменение физических условий учитывается интервальным методом расчета, основанном на том, что процесс экстрагирования делится по времени или по длине аппарата на достаточно большое количество интервалов. При этом, с одной стороны, интервалы должны быть не слишком малыми, чтобы в каждом из них содержалось представительное количество частиц, а с другой – достаточно малыми, чтобы можно было считать параметры процесса неизменными. В пределах каждого из них можно считать кинетические характеристики постоянными по своим значениям, т. е. $D = \text{const}$ и $V_i = \text{const}$. При этом принимается, что в пределах интервала концентрация экстракта изменяется линейно.

. РАСЧЕТ ЭКСТРАКТОРОВ

Экстракторы для систем жидкость-твердое тело нашли широкое применение в пищевой промышленности, особенно в одной из ее отраслей – сахарной. П.М. Силиным был предложен графо-аналитический расчет многочленных экстракторов периодического действия и экстракторов непрерывного действия. Им было предложено уравнение,

учитывающее все основные факторы работы экстрактора, которое имеет следующий вид:

$$\frac{n}{n-1} \left[0,43429 \ln \frac{(n-1)C_2 + C_1}{nC_1} \right] = ADl\tau, \quad (22.75)$$

где n – отбор экстракта (на 1 кг нормального сока в свекле); C_2 – содержание сахара в нормальном соке, %

к массе свеклы; C_1 –

содержание сахара в обессахаренной стружке, % к

массе свеклы; A –

экспериментальный

коэффициент, для

многочленных экстракторов

периодического действия $A =$

$(5,1 \div 6,3) \cdot 10^{-5}$, для

экстракторов непрерывного

действия $A = (9,4 \div 14,3) \cdot 10^{-5}$;

D – коэффициент диффузии

сахара, который зависит от

температуры процесса; l –

длина 100 г свекловичной

стружки, м; τ – длительность

экстрагирования.

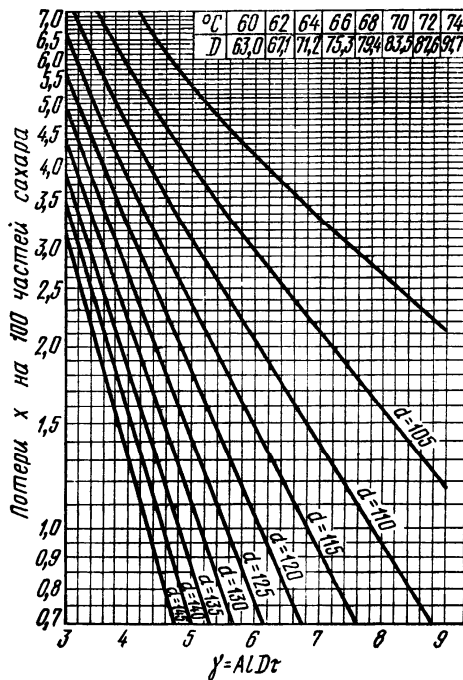


Рис. 22.38. Номограмма для расчета диффузионных аппаратов

Используя соотношение (22.75), можно вычислить содержание сахара C_1 в обессахаренной свекловичной стружке, зависящее только от двух величин – n и $AD\tau$, а также другие параметры процесса.

Расчеты можно проводить по номограмме (рис. 22.38), на оси абсцисс которой отложены значения $AD\tau = \gamma$, а на оси ординат в логарифмическом

масштабе – значения X – содержание сахара в стружке (жоме), уходящей из аппарата, в процентах к массе свеклы. На номограмме нанесены кривые, соответствующие процентному отбору экстракта из аппарата по отношению к массе свеклы.

. МЕТОДЫ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПРОЦЕССОВ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ

В некоторых материалах (особенно растительного происхождения) скорость диффузионного потока чрезвычайно мала (например, извлечение каротиноидов из плодов облепихи длится более 20 дней), и поэтому в промышленных условиях важно знать возможные пути снижения продолжительности процесса.

Общая скорость процесса экстрагирования определяется скоростью наиболее медленно протекающей его стадии. Если, например, при растворении самой медленной стадией является химическое взаимодействие, концентрация реагирующего компонента на межфазной поверхности равна концентрации в объеме, причем скорость реакции зависит от температуры и концентрации, то такую область гетерогенного процесса называют кинетической.

Если же скорости отдельных стадий сравнимы между собой и скорость процесса определяется как диффузией, так и кинетикой реакции на активной поверхности, то процесс идет в переходной области.

Когда медленной стадией процесса является отвод продуктов реакции или подвод реагентов к поверхности, скорость процесса определяется скоростью диффузии, и эту область гетерогенного процесса называют диффузионной. Эти три области характерны при допущении, что все участки поверхности равнодоступны в диффузионном отношении.

При реакции на поверхности пористого материала (экстрагирование, выщелачивание, растворение) могут существовать четыре предельные области: **внешнедиффузионная**, в которой общая скорость процесса определяется диффузией в объеме, а концентрация целевого компонента внутри пор и на поверхности пористого материала значительно меньше концентрации в объеме; **внутريدиффузионная**, для которой определяющей стадией является диффузия в порах; **внутренняя кинетическая**, при которой концентрация в порах совпадает с концентрацией в объеме (пористый материал доступен в диффузионном отношении и в то же время обладает сравнительно низкой химической активностью); **внешняя кинетическая**, характеризующаяся тем, что реакция проходит только на внешней поверхности пористого материала, из-за малой пористости или сравнительно высокой химической активности экстрагент не проникает в глубь пористой структуры (этом случае диффузионный поток из объема к внешней поверхности во много раз превышает скорость химической реакции).

Для экстрагирования в системах жидкость-твердое тело наиболее типична внутридиффузионная область, когда характерным ее признаком является независимость скорости процесса от гидродинамической обстановки (от изменения скорости потока, увеличения скорости перемешивания).

Чтобы интенсифицировать процессы экстрагирования, часто используют повышение температуры растворителей. Это способствует увеличению взаимной растворимости компонентов, а также приводит к увеличению значений коэффициентов диффузии. Было установлено, что скорость экстрагирования практически прямо пропорциональна температуре: при понижении температуры – падает, а при повышении – возрастает. Применение повышенных температур позволяет проводить экстрагирование при меньших скоростях экстрагента: при повышении температуры процесса до 60 °С скорость обтекания потоком растворителя можно уменьшить в 1,5...2,0 раза.

Резкое увеличение скорости экстрагирования вблизи точки кипения растворителя показано в промышленных условиях. Следует отметить, что в этом случае внутри частицы возникает конвективная диффузия в результате образования и схлопывания кавитационных полостей в кипящем растворителе.

Силы давления используют для механического воздействия на твердый скелет-носитель или клеточную структуру с целью предварительного

освобождения раскрытых пор от извлекаемого компонента или для отжима растворителя на конечной стадии процесса.

Измельчение твердого материала (в равной степени это относится и к уменьшению размера капель дисперсной фазы в случае экстрагирования в системе жидкость-жидкость) с целью ускорения процесса диффузионного извлечения целевого компонента является одной из важнейших стадий подготовки сырья. Однако в каждом конкретном случае вопрос о степени измельчения необходимо решать таким образом, чтобы не возникли серьезные проблемы при разделении жидкой и твердой фаз (или дисперсной и дисперсионной фазы) в конце процесса. Экспериментально, на примере извлечения сахара из свекловичной стружки, установлено влияние размеров экстрагируемых частиц на интенсивность внешнего массообмена в большинстве типов применяемых в промышленности экстракторов. Интенсивность массообмена в этом случае характеризуется числом Био ($Bi \approx 100$).

Общая оценка измельчения на процесс экстрагирования проводится в соответствии с законом Фика, согласно которому степень экстракции можно увеличить прямым воздействием на разность концентраций и на величину межфазной поверхности, т. е. на размер частиц (капель) экстрагируемого материала. При этом следует учитывать, что выбор оптимального размера частиц (капель) в основном определяется двумя факторами: 1) строгими

требованиями к фильтруемости (или отстаиванию) образующихся систем жидкость-твердое тело или жидкость-жидкость; 2) большими энергетическими затратами на измельчение (диспергирование).

Увеличить скорость диффузионного извлечения целевого компонента из твердого материала можно с помощью внешних силовых полей – ультразвукового, постоянного электрического, электромагнитного, высокочастотного, центробежного. Чаще всего для интенсификации массообмена используют ультразвук.

Ультразвуковые колебания оказывают разнообразное воздействие на систему жидкость-твердое тело или жидкость-жидкость, которое можно свести к следующим эффектам: тепловое воздействие в результате поглощения ультразвуковой энергии; ускорение процессов диффузии; увеличение скорости обтекания частиц (капель); улучшение условий обтекания частиц (капель). Только для теплового воздействия на процессы диффузионного переноса использование ультразвука нерентабельно. Однако его гидродинамическое воздействие на массообмен представляет практический интерес.

Качественно такие же эффекты могут быть получены при помощи низкочастотных акустических или механических колебаний. При распространении звуковой волны в среде периодически чередуются сжатия и разрежения. Амплитуда сжатия равна амплитуде разрежения, а их чередование соответствует частоте колебаний звуковой волны. Это явление называется звуковым (акустическим) давлением.

Постоянный поток среды в области действия мощного излучателя называют звуковым ветром. Он вызывает сильное течение жидкости, интенсивно ее перемешивает и, следовательно, ускоряет конвективную диффузию.

При возбуждении в экстрагенте интенсивных ультразвуковых колебаний возникает сложное физическое явление – ультразвуковая (акустическая) кавитация. Она заключается в образовании ряда мелких разрывов или полостей в жидкости под действием растягивающих усилий, создаваемых звуковой волной в фазе разрежения с последующим их схлопыванием в фазе сжатия. Прочность жидкости ослаблена в местах, где имеются мелкие пузырьки газа, частички посторонних примесей и т. д. В образующихся разрывах и кавитационных пузырьках при их схлопывании в фазе сжатия в возникающей ударной волне развиваются большие местные мгновенные давления, достигающие десятков мегапаскалей. Такие давления приводят к механическим разрушениям поверхности твердого тела, увеличивается в значительной степени проницаемость некоторых пленок растительного или животного происхождения и смачиваемость пор твердого материала.

На процессы, характеризующиеся диффузионным механизмом переноса, благоприятное воздействие оказывают также механические колебания – вибрации или пульсации. Известно положительное влияние низкочастотных колебаний (в пределах от 3 до 40 Гц)

на скорость извлечения сахара из свекловичной стружки. Экспериментально показано, что вибрационные и пульсационные воздействия уменьшают застойные зоны в экстракторах и увеличивают коэффициенты массопередачи.

Процессы, при которых выделение значительного количества энергии происходит за короткий промежуток времени и в малом объеме, относят к взрывам. К взрывам следует отнести и так называемый электрогидравлический эффект, представляющий собой искровой разряд в жидкости. В последнее время установлена возможность интенсификации процесса экстрагирования с помощью низковольтного (<380 В) электрогидравлического эффекта. При этом переход электрической энергии в полезную механическую и тепловую работу непосредственно в жидкой среде сопровождается возбуждением импульсных колебаний широкого диапазона частот и амплитуд.

Низкочастотная компонента с большой амплитудой способствует повышению скорости обтекания частиц и снижению внешнEDIффузионного сопротивления, а высокочастотная компонента колебаний – устранению экранирования частиц.

РЕКОМЕНДУЕМАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. **Авербух, Я. Д.** Процессы и аппараты химической технологии [Текст]: курс лекций. Ч. II. Теплообменные и массообменные процессы / Я. Д. Авербух, Ф. П. Заостровский, Л. Н. Матусевич; под ред. К. Н. Шабалина. – Свердловск. Изд-во УПИ им. С. М. Кирова 2008. – 428 с.

2. **Айнштейн, В. Г.** Общий курс процессов и аппаратов химической технологии [Текст]: учебник для вузов. В 2 кн. / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов и др. – М.: Химия, 2000. – 1760 с.

3. **Барановский, Н. В.** Пластинчатые и спиральные теплообменники [Текст] / Н. В. Барановский, Л. М. Коваленко, А. Р. Ястребенецкий. – М.: Машиностроение, 2011– 288 с.

4. **Большаков, С. А.** Холодильная техника и технология продуктов питания [Текст] / С. А. Большаков. – М.: Академия, 2003. – 286 с.

5. **Броунштейн, Б. И.** Гидродинамика, массо- и теплообмен в колонных аппаратах [Текст] / Б. И. Броунштейн, В. В. Щеголев. – Л.: Химия 2008– 335с.

6. **Бэмфорт, А. В.** Промышленная кристаллизация [Текст]: пер. с англ. / А. В. Бэмфорт. – М.: Химия, 1969. – 240 с.

7. **Веригин, А. Н.** Кристаллизация в дисперсных системах: Инженерные методы расчета [Текст] / А. Н. Веригин, И. А. Щупляк, М. Ф. Михалев. – Л.: Химия, 2010. – 248 с.

8. **Гельперин, Н. И.** Основы техники фракционной кристаллизации. [Текст] / Н. И. Гельперин, Г. А. Носов. – Химия, 2004. – 304 с.

9. **Гельперин, Н. И.** Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст] / Н. И. Гельперин. – М.: Химия, 2009– 811 с.

10. Гинзбург, А. С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов [Текст] / А. С. Гинзбург. – М.: – Пищевая промышленность,

2005. – 528 с.

11. Гинзбург, А. С. Расчет и проектирование сушильных установок пищевой промышленности [Текст] / А. С. Гинзбург. – М.: Агропромиздат, 2011– 336 с.

12. Головкин, Н. А. Холодильная технология пищевых продуктов [Текст] / Н. А. Головкин. – М.: – Легкая и пищевая промышленность, 2006– 240 с.

13. Данилов, А. М. Холодильная технология пищевых продуктов [Текст] / А. М. Данилов. – Киев: – Выща школа, 2003. – 256 с.

14. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии [Текст]: учебник / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 2009– Т. 1. – 415; Т. 2. – 383 с.

15. Исаченко, В. П. Теплопередача [Текст]: учебник / В. П. Исаченко, В. А. Осипова, А. С. Сукомел. – М.: Энергия, 2007– 488 с.

16. Кавецкий, Г. Д. Процессы и аппараты пищевой технологии [Текст]: учебник / Г. Д. Кавецкий, Б. В. Васильев. – М.: Колос, 2000. – 551 с.

17. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст]: учебник для вузов. / А. Г. Касаткин. – 10-е изд., стереотипное, доработанное. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2004. – 753 с.

18. Коваленко, Л. М. Теплообменники с интенсификацией теплоотдачи [Текст] / Л. М. Коваленко, А. Ф. Глушков. – М.: Энергоатомиздат, 2000– 240 с.

19. Коган, В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии [Текст] / В. Б. Коган. – Л.: Химия, 2012. – 591 с.

20. Лыков, А. В. Теория сушки [Текст] / А. В. Лыков. – М.: Энергия, 2013/ 472 с.

