

Учреждение образования
«Брестский государственный технический университет»

Факультет инженерных систем и экологии

Кафедра инженерной экологии и химии

СОГЛАСОВАНО

Заведующий кафедрой

Э.А. Тур
«14» июня 2023 г.

СОГЛАСОВАНО

Декан факультета

О.П. Мешик
«14» июня 2023 г.

**ЭЛЕКТРОННЫЙ УЧЕБНО-МЕТОДИЧЕСКИЙ КОМПЛЕКС
ПО УЧЕБНОЙ ДИСЦИПЛИНЕ**

«ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ»

(название дисциплины)

для специальности (направления специальности):

1-36 09 01 Машины и аппараты пищевых производств;

(шифр и название специальности, направления специальности)

Составитель: Басов С.В., к.т.н., доцент

Рассмотрено и утверждено на заседании Совета университета 23.06.2023 г.,
протокол № 6.

рег. № УМК 22/23-153

Пояснительная записка

Актуальность изучения дисциплины:

Дисциплина «Процессы и аппараты пищевых производств» является одним из базовых курсов для изучения общетехнических и специальных дисциплин в плане подготовки студентов специальности 1- 36 09 01 Машины и аппараты пищевых производств.

Цель и задачи дисциплины:

Целью курса является изучение современной теории и физической сущности основных процессов, а также устройств и методов расчета аппаратов, предназначенных для проведения этих процессов в пищевых производствах.

Цель лабораторных и практических занятий – закрепление и углубление лекционного материала, теоретическое и экспериментальное изучение важнейших характеристик основных технологических процессов и аппаратов пищевой промышленности, а также анализ факторов, влияющих на производительность и экономичность аппаратов и установок, приобретение навыков самостоятельной исследовательской работы и обработки результатов эксперимента

На основе полученных знаний студент должен:

знать:

- назначение и теоретические основы технологических процессов пищевой промышленности, их аппаратурное оформление, методы моделирования и расчета процессов и аппаратов, пути совершенствования технологии и техники;
- движущие силы и основные методы интенсификации процессов переноса теплоты и массы, принципы составления материального и энергетического балансов;
- варианты аппаратурного оформления основных процессов пищевых производств

По окончании изучения дисциплины будущий инженер должен уметь:

- определять основные параметры протекания процессов;
- составлять и решать уравнения материального и энергетического балансов, находить рабочую нагрузку аппаратов и рассчитывать величину средней движущей силы процессов;
- решать конкретные технологические задачи посредством анализа, моделирования и расчета процессов и аппаратов, а также проводить самостоятельно исследования и обработку экспериментальных данных.
- самостоятельно ориентироваться в сущности различных технологических процессов и аппаратов пищевых производств;
- прогнозировать свойства используемого в пищевых производствах сырья, механизм протекания процессов, включая расчеты оптимальных и безопасных условий их реализации в промышленных и лабораторных масштабах, а также экологические последствия.

Электронный учебно-методический комплекс (ЭУМК) по дисциплине «Процессы и аппараты пищевых производств» представляет собой комплекс систематизированных учебных и методических материалов. ЭУМК разработан с учётом основных положений концепции системы непрерывного образования Республики Беларусь. Он **предназначен** для подготовки студентов специальности 1- 36 09 01 Машины и аппараты пищевых производств производств.

ЭУМК разработан в соответствии со следующими нормативными документами:

- Положением об учебно-методическом комплексе на уровне высшего образования, утвержденным постановлением Министерства образования Республики Беларусь №427 от 08.11.2022 г.

– Положением об учебно-методическом комплексе по учебной дисциплине учреждения образования «Брестский государственный технический университет» от 13.01.2023 г.

– Учебной программой по дисциплине «Процессы и аппараты пищевых производств» для специальности:

1-36 09 01 Машины и аппараты пищевых производств
номер №УД-18-2-083/уч.; утвержденной 26.12.2018 г.

Цели ЭУМК:

– обеспечение качественного методического сопровождения процесса обучения;

– организация эффективной самостоятельной работы студентов.

Содержание и объем ЭУМК полностью соответствуют образовательному стандарту высшего образования специальности 1-36 09 01 Машины и аппараты пищевых производств, а также учебно-программной документации образовательных программ высшего образования. Материал представлен на требуемом методическом уровне и адаптирован к современным образовательным технологиям.

Структура учебно-методического комплекса по дисциплине «Процессы и аппараты пищевых производств»

Теоретический раздел ЭУМК представлен конспектом лекций, рекомендованным для изучения дисциплины при организации самостоятельной работы студентов.

Практический раздел ЭУМК содержит, тематический план, учебные материалы для аудиторной и самостоятельной работы студентов, примеры решения типовых задач.

Раздел контроля знаний ЭУМК содержит материалы для текущей и итоговой аттестации, контрольные задачи, примерный перечень вопросов, выносимых на экзамен.

Вспомогательный раздел включает учебную программу по дисциплине основную и дополнительную литературу и другую справочную информацию.

Рекомендации по организации работы с ЭУМК

Использование разработанного ЭУМК предполагает работу студентов с конспектом лекций при подготовке к выполнению и защите лабораторных работ, курсового проекта, сдаче экзаменов по одноименной дисциплине. Кроме того, теоретический материал полезен при выполнении соответствующих разделов дипломных проектов.

ЭУМК направлен на повышение эффективности учебного процесса и организацию целостности системы учебно-предметной деятельности по дисциплине «Процессы и аппараты пищевых производств», что является одним из важнейших направлений стратегических инноваций образования. В этом контексте организация изучения дисциплины на основе ЭУМК предполагает продуктивную учебную деятельность, позволяющую сформировать профессиональные компетенции будущих специалистов, обеспечить развитие познавательных и созидательных способностей личности. ЭУМК способствует успешному усвоению студентами учебного материала, дает возможность планировать и осуществлять самостоятельную работу студентов, обеспечивает рациональное распределение учебного времени по темам учебной дисциплины и совершенствование методики проведения занятий.

Теоретический раздел

Конспект лекций по курсу «Процессы и аппараты пищевых производств»

Процессы и аппараты пищевых производств: конспект лекций по курсу ПАПП Часть 1. Иванец В.Н., Крохалев А.А., Бакин И.А., Потапов А.Н. Кемеровский технологический институт пищевой промышленности. – Кемерово, 2002. – 128 с. ISBN 5-89289-108-9

Содержание и задачи курса "Процессы и аппараты пищевых производств"

Наука о процессах и аппаратах является основой каждой отрасли технологии пищевых производств. Возникнув в конце прошлого века, она является научной дисциплиной, которая играет громадную роль в различных современных технологиях пищевых производств.

В пищевой промышленности осуществляются самые разнообразные процессы, в которых исходные материалы в результате химического взаимодействия претерпевают глубокие превращения, сопровождающиеся изменением агрегатного состояния, внутренней структуры и состава веществ. Наряду с химическими реакциями протекают физические (в том числе механические) и физико-химические процессы. К ним относятся: перемещение жидкостей и твердых материалов, их нагревание и охлаждение, разделение жидких и газовых неоднородных смесей, выпаривание растворов, сушка материалов и т.д.

Курс «Процессы и аппараты пищевых производств» (ПАПП) строится на основе выявления аналогии внешне разнородных процессов независимо от отрасли пищевой промышленности, в которой они используются. Преимущество такого подхода заключается в познании общих закономерностей протекания процессов, основанное на использовании законов механики, гидродинамики, термодинамики и других базисных дисциплин.

В курсе ПАПП рассматриваются не только процессы, но и аппараты, в которых они протекают. Под словом **аппарат** понимают любое устройство, в котором обычно протекает технологический процесс. Обычно аппаратом называется сосуд, снабженный различными механическими приспособлениями. Однако некоторые из устройств, которые мы будем рассматривать, являются типичными рабочими **машинами** (центрифуги, дробилки, смесители и т.д.).

Курс ПАПП дает основы теории процессов, методики расчета и основные принципы конструирования аппаратов, является базой для курсового и дипломного проектирования.

Таким образом, курс ПАПП завершает общеинженерную подготовку специалиста и является необходимым переходным звеном к изучению специальных дисциплин (расчеты и конструирование, оборудование заводов, общая технология пищевых производств и т.д.).

1.1. Возникновение и развитие курса ПАПП

Наука о ПАПП создана в результате большой работы, проведенной

отечественными и зарубежными учеными.

Так в 1897 году Д.И. Менделеев в книге "Основы фабрично-заводской промышленности" впервые изложил принципы построения курса процессов и аппаратов и дал их классификацию. Эти идеи затем были развиты А.К. Крупским, И.А. Тищенко и рядом других ученых.

В России первый курс, посвященный процессам и аппаратам, появился в 1913 г. Это была книга проф. И.А. Тищенко "Основные процессы и аппараты химической технологии". В дальнейшем вышли книги проф. А.Г. Касаткина, А.Н. Плановского, Кафарова и т.д. Из иностранных ученых, внесших заметный вклад в создание и развитие курса процессы и аппараты, можно отметить Льюиса, Уокера, Шервуда, Ричардсона и др.

Все многообразие процессов пищевой промышленности можно разделить на четыре основных класса:

1. гидромеханические,
1. тепловые,
2. массообменные,
3. механические.

За последние годы массообменные процессы пополнились новой и весьма важной группой **мембранных** процессов.

В настоящее время в стадии становления находится новый большой и очень перспективный раздел технологии - биотехнология.

Количественное описание процессов пищевой технологии основано на законах химической термодинамики и кинетики в совокупности с законами переноса количества движения, теплоты, массы.

Современные процессы должны осуществляться непрерывно и с большими скоростями, с применением средств настройки на оптимальный режим, отвечать условиям комплексного использования сырья и энергии, исключая возможность загрязнения воздушного и водного бассейнов вредными выбросами.

1.2. Классификация основных процессов

1. **Гидромеханические процессы**, скорость которых определяется законами гидродинамики - науки о движении жидкости и газа. К этим процессам относятся перемещение жидкостей и газов, разделение жидких и газовых неоднородных систем в поле силы тяжести (отстаивание), в поле центробежных сил (центрифугирование), а также под действием разности давлений при движении через пористый слой (фильтрация) и перемешивание жидкостей.
2. **Тепловые процессы**, протекающие со скоростью, определяемой законами теплопередачи - науки о способах распространения тепла. Такими процессами являются нагревание, охлаждение, выпаривание и конденсация паров.
3. **Массообменные (диффузионные) процессы**, характеризующиеся переносом одного или нескольких компонентов исходной смеси из одной

фазы в другую через поверхность их раздела. К этой группе процессов, описываемых законами массопередачи, относятся абсорбция, перегонка (ректификация), экстракция из растворов, кристаллизация, адсорбция и сушка.

4. **Механические процессы**, описываемые законами механики твердых тел. Они применяются в основном для подготовки исходных твердых материалов и обработки конечных твердых продуктов, а также для транспортирования кусковых и сыпучих материалов. К механическим процессам относятся измельчение, транспортирование, сортировка (классификация), дозирование и смешение твердых веществ.

По способу организации процессы пищевой технологии делятся на периодические и непрерывные.

Периодические процессы проводятся в аппаратах, в которые через определенные промежутки времени загружаются исходные материалы; и после их соответствующей переработки (например, проведения химической реакции) происходит выгрузка конечного продукта. По окончании разгрузки аппарата и его повторной загрузки процесс повторяется снова. Таким образом, периодический процесс характеризуется тем, что все его стадии протекают **в одном месте** (в одном аппарате), но в разное время.

Непрерывные процессы осуществляются в проточных аппаратах. Поступление исходных материалов в аппарат и выгрузка конечных продуктов производится одновременно и непрерывно. Следовательно, непрерывный процесс характеризуется тем, что все его стадии протекают **одновременно**, но разобщены в пространстве, т.е. осуществляются в разных аппаратах или в различных частях одного аппарата.

Известны также **комбинированные процессы**. К ним относятся непрерывные процессы, отдельные стадии которых проводятся периодически, либо периодические процессы, одна или несколько стадий которых протекает непрерывно.

Основные преимущества непрерывных процессов по сравнению с периодическими следующие:

1. нет перерывов в выпуске конечных продуктов, т.е. отсутствуют затраты времени на загрузку аппарата исходными материалами и выгрузку из него готовой продукции;
2. более легкое автоматическое регулирование и возможность более полной механизации;
3. большая компактность оборудования, что сокращает капитальные и эксплуатационные расходы;
4. более полное использование подводимого (отводимого) тепла за счет отсутствия перерывов в работе аппаратов.

Благодаря указанным достоинствам использование непрерывных процессов увеличивает производительность аппаратуры, уменьшает количество обслуживающего персонала, улучшает условия труда и повышает

качество конечной продукции.

Периодические процессы сохраняют свое значение главным образом в производствах относительно небольшого масштаба с разнообразным ассортиментом продукции, где их применение позволяет достичь большей гибкости оборудования при меньших капитальных затратах.

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

1.3. Общие принципы анализа и расчета ПАПП

Содержание и последовательность расчетов будут следующими. Исходным этапом является расчет и анализ статики процесса, т.е. рассмотрение данных о равновесии, на основе которых определяют **направление протекания** и возможные пределы осуществления процесса (принцип Ле-Шателье). Пользуясь этими данными, находят предельные значения параметров процесса, необходимые для вычисления его движущей силы. Затем составляются материальные и энергетические балансы, исходя из законов сохранения массы и энергии. Последующий этап представляет собой расчет кинетики процесса (там, где возможно), определение скорости его протекания. Зная скорость и величину движущей силы (при выбранном оптимальном режиме работы аппарата) находят его рабочую поверхность (объем), а затем определяют основные размеры аппарата.

Материальный баланс. По **закону сохранения массы** количество поступающих веществ $\sum G_n$ должно быть равно количеству веществ $\sum G_k$ получаемых в результате проведения процесса, с учетом потерь $\sum G_p$:

$$\sum G_n = \sum G_k + \sum G_p \quad (1-1)$$

Материальный баланс составляют для процесса в целом или для отдельных его стадий. Баланс может быть составлен для всех веществ, участвующих в процессе, и лишь для одного из компонентов, если обрабатываемая смесь является двух- или многокомпонентной. Баланс составляют за единицу времени (например, за 1 час или 1 сутки) в расчете на единицу количества исходных или конечных продуктов.

На основе материального баланса определяют **выход** продукта на единицу затраченного сырья, под которым понимают выраженное в % отношение полученного количества продукта к максимальному, т.е. теоретически возможному.

Энергетический баланс. Его составляют на основе **закона сохранения энергии**, согласно которому количество энергии, введенной в процесс, равно количеству выделившейся энергии, т.е. приход энергии равен ее расходу.

Проведение любого процесса обычно связано с затратой различных видов энергии - механической, электрической и т.д. Эти процессы часто сопровождаются изменением энтальпии системы, например, вследствие

изменения агрегатного состояния веществ. При проведении химических реакций очень большое значение может иметь их тепловой эффект.

Частью энергетического баланса является **тепловой**, который в общем виде выражается уравнением:

$$\sum Q_{\text{н}} = \sum Q_{\text{к}} + \sum Q_{\text{п}}. \quad (1-2)$$

При этом количество вводимого тепла:

$$\sum Q_{\text{н}} = Q_1 + Q_2 + Q_3,$$

где Q_1 - количество тепла, вводимое с исходными веществами; Q_2 - количество тепла, подводимого извне, например, с теплоносителем, обогревающим аппарат; Q_3 - тепловой эффект физических и химических превращений.

Количество отводимого тепла $\sum Q_{\text{к}}$ складывается из тепла, удаляемого с конечными продуктами и отводимого с теплоносителем, а также тепловых потерь $\sum Q_{\text{п}}$.

В энергетическом балансе, кроме тепла, учитывается приход и расход всех видов энергии, например, затраты механической энергии на перемешивание жидкостей или сжатие и транспортирование газов.

На основании теплового баланса находят расход водяного пара, воды и других теплоносителей, а по данным энергетического баланса - общий расход энергии на осуществление процесса.

Законы переноса и принцип движущей силы

При рассмотрении процессов различной природы (гидродинамических, тепло- и массообменных) было установлено, что их кинетические уравнения аналогичны. Например, для тепловых:

$$\frac{dQ}{F d\tau} = K \cdot \Delta t = 1/R \cdot \Delta t, \quad (1-3)$$

где Q - количество тепла, Вт; F - поверхность теплообмена, м²; τ - время, сек; Δt - движущая сила процесса перехода тепла, град; K - коэффициент теплопередачи, Вт/м² град; $R = 1/K$ - сопротивление переходу тепла.

Таким образом, кинетические уравнения этих процессов могут быть приведены к одному виду:

$$J = X \cdot 1/R \quad (1-4)$$

где J - скорость протекания процесса; X - движущая сила процесса.

Следовательно, **общий принцип интенсификации процессов**: для увеличения скорости их протекания необходимо увеличить движущую силу и уменьшить сопротивление. Понятие движущей силы является основным при рассмотрении любого процесса. Она представляет собой некоторую разницу потенциалов, характерную для каждого вида процессов.

Из выражения (1-3) находят необходимую рабочую поверхность (объем) аппарата по известным остальным величинам, а затем определяют его основные размеры.

1.4. Расчет аппаратов периодического и непрерывного действия

При расчете аппарата периодического действия используют следующую зависимость:

$$V_p = \frac{V \cdot \Delta\tau}{24 \cdot \varphi \cdot N}, \quad (1-5)$$

где V_p - объем аппарата, м^3 ; V - заданная суточная производительность, $\text{м}^3/\text{сутки}$;

$\Delta\tau$ - период процесса, т.е. время от начала загрузки исходного сырья данной партии до начала загрузки следующей партии;

φ - коэффициент заполнения аппарата, обычно выбирается в диапазоне 0,7... 0,8;

N - число аппаратов.

При проведении расчетов обычно задаются объемом аппарата или их количеством.

Для приближенного расчета аппарата непрерывного действия можно использовать следующее выражение

$$V_p = V \cdot \tau, \quad (1-6)$$

где τ - среднее время пребывания элементарного объема материала в аппарате, обычно оно задано.

При проведении любого процесса всегда возникает возможность выбора нескольких вариантов решения. Один из них будет наиболее целесообразным, т.е. оптимальным.

В качестве **критерия оптимизации** чаще всего выбирается минимум времени и затрат на производство продукции. Оптимизация всегда сводится к нахождению наиболее выгодного компромисса между значениями параметров, противоположно влияющими на процесс.

1.5. Применение метода моделирования для исследования и расчета ПАПП

1.5.1. Методы моделирования

Моделированием называется метод изучения реального или создаваемого объекта (оригинала), при котором вместо него используется модель, а результаты распространяются на оригинал. Суть моделирования заключается в предсказании поведения оригинала в рабочих условиях производства по измеренным параметрам модели. Методы моделирования основаны на подобию различных объектов.

Подобными называются явления, для которых постоянны отношения характеризующих их исходных величин. Условия подобия рассмотрим на простейшем примере **геометрического подобия**. Подобные фигуры отличаются друг от друга только масштабом и могут быть получены одна из другой умножением сходственных размеров одной из них на некоторый постоянный масштабный множитель (константу подобия).

Например, если размеры сторон одного треугольника равны a' , b' и c' , а размеры сходственных сторон подобного ему треугольника составляют a'' , b'' , c'' , то:

$$\frac{a'}{a''} = \frac{b'}{b''} = \frac{c'}{c''} = K_l = \mathbf{const.} \quad (1-7)$$

Однако, соблюдение геометрического подобия аппаратов является условием необходимым, но не достаточным. При подобию физических процессов должны быть подобны все основные физические величины, влияющие на него. Поэтому технологические процессы подобны только при соблюдении так называемых условий однозначности, т.е. совместного обеспечения геометрического и временного подобия, подобия полей физических величин, а также начальных и граничных условий.

Сформулируем эти условия на примере подобного движения вязкой жидкости в производственном трубопроводе (оригинале) и в его уменьшенной модели (рис. 2.1).

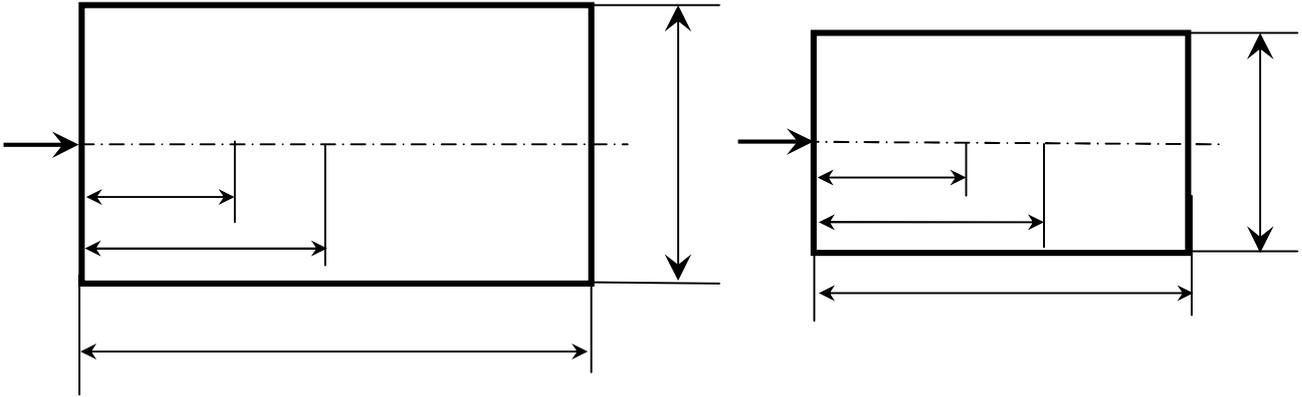


Рис. 1.1. Подобие физических процессов

Для этого рассмотрим любые сходственные точки, лежащие, например, на оси труб: A'_0 и A''_0 и т.д.

Геометрическое подобие соблюдается при равенстве отношений всех сходственных линейных размеров оригинала и модели:

$$\frac{L'}{L''} = \frac{D'}{D''} = \frac{l'_1}{l''_1} = \dots = \mathbf{const} = K_l. \quad (1-8)$$

При подобном движении сходственных частиц их траектории в оригинале и в модели также должны быть подобны. Это условие называют **кинематическим подобием**.

Временное подобие характеризуется тем, что сходственные частицы в геометрически подобных системах, двигаясь по геометрически подобным траекториям, проходят подобные пути за промежутки времени, отношение которых является постоянной величиной, т.е.

$$\frac{T'}{T''} = \frac{\tau'_1}{\tau''_1} = \frac{\tau'_2}{\tau''_2} = \dots = \mathbf{const} = K_\tau, \quad (1-9)$$

T', T'' - время прохождения сходственными частицами трубопровода и его модели.

При соблюдении геометрического и временного подобия будет соблюдаться также **подобие скоростей**

$$\frac{W'_0}{W''_0} = \frac{W'_1}{W''_1} = \dots = \mathbf{const} = K_w. \quad (1-10)$$

Подобие физических величин предполагает, для двух любых сходственных точек оригинала и модели, размещенных подобно в пространстве и времени, отношения физических свойств являются величинами постоянными. Так, например,

$$\frac{\rho'_0}{\rho''_0} = \frac{\rho'_1}{\rho''_1} = \dots = \mathbf{const} = K_\rho,$$

$$\frac{\mu'_0}{\mu''_0} = \frac{\mu'_1}{\mu''_1} = \dots = \mathbf{const} = K_\mu \quad \text{и т.д.} \quad (1-11)$$

Подобие начальных и граничных условий предполагает, отношения основных параметров в начале и на границе оригинала и модели являются соответственно величинами постоянными.

Подобие потоков в оригинале и модели можно охарактеризовать также с помощью **инвариантов подобия**, т.е. в виде отношений сходственных величин в пределах каждой системы.

Так:

$$\frac{l'_1}{L'} = \frac{l''_1}{L''} = \mathbf{idem} = \dot{l}_l, \quad (1-12)$$

idem - означает инвариантно или "одно и тоже".

Величина \dot{l}_l - представляет собой инвариант подобия геометрических величин.

Инварианты подобия, выраженные отношением двух однородных физических величин с одинаковыми разностями, называются **симплексами**. Однако инварианты подобия могут быть выражены также отношениями разнородных величин, т.е. представлять собой их безразмерные **комплексы**. Например, для сходственных точек подобных потоков в трубопроводе и его модели равны инварианты подобия, состоящие из различных физических величин:

$$\frac{w' \cdot d' \cdot \rho'}{\mu'} = \frac{w'' \cdot d'' \cdot \rho''}{\mu''} = \mathbf{idem} = \mathbf{Re} \text{ (критерий Рейнольдса)}. \quad (1-13)$$

Безразмерные комплексы, составленные по такому типу, называются **критериями подобия**. Последние всегда имеют физический смысл, являясь мерами соотношения между какими-то двумя эффектами (силами и т.п.), существенными для рассматриваемого процесса. Критерии подобия обладают всеми свойствами инвариантов: они безразмерны, могут изменять свою величину от точки к точке данной системы и т.д.

Критерии подобия могут быть получены для любого процесса, если известны аналитические зависимости между характеризующими его величинами - дифференциальные уравнения, описывающие процесс.

Однако дифференциальные уравнения описывают целый класс однородных по своей сущности явлений и для выделения из него

конкретного явления необходимо ограничивать указанные уравнения дополнительными условиями (**условиями однозначности**). Они включают: геометрическую форму и размеры системы, существенные для данного процесса физические константы участвующих в нем веществ, начальные и граничные условия, временное подобие. Таким образом, дифференциальные уравнения должны решаться в совокупности с условиями однозначности в устанавливаемых последними пределах.

Основные положения теории подобия обобщаются тремя теоремами подобия. Они лежат в основе практического применения теории подобия.

1.5.2. Теоремы подобия

Первая теорема подобия была сформулирована Ньютоном. "Подобные явления характеризуются численно равными критериями подобия" или при подобии систем всегда могут быть найдены такие безразмерные комплексы величин, которые для сходственных точек данных систем одинаковы. В качестве примера возьмем второй закон Ньютона.

$$f = m \cdot a = m \cdot \frac{dw}{d\tau} \quad (1-14)$$

Выделим в двух подобных системах (натуре и модели) две частицы, движущиеся подобно. Пусть в оригинале на частицу массой m' действует сила f' , сообщая ей ускорение $\frac{dw'}{d\tau'}$; в модели соответственно m'' ; f'' ; $\frac{dw''}{d\tau''}$. Тогда:

$$f' = m'' \frac{dw'}{d\tau'} \quad \text{и} \quad f'' = m'' \frac{dw''}{d\tau''}.$$

При подобном движении, при условии, что отношение приращений величин, можно заменить отношениями самих величин

$$\frac{m'}{m''} = K_m; \quad \frac{w'}{w''} = K_w; \quad \frac{\tau'}{\tau''} = K_\tau \quad \text{и, как следствие,}$$

$$\frac{f'}{f''} = K_f \quad \text{или} \quad K_f = \frac{K_m \cdot K_w}{K_\tau}, \quad \text{откуда} \quad C = \frac{K_f \cdot K_\tau}{K_m \cdot K_w} = 1.$$

Величину C , составленную из констант подобия, называют **индикатором подобия**.

Перепишем так;

$$\frac{f'\tau'}{m'w'} = \frac{f''\tau''}{m''w''} \quad (1-15)$$

Безразмерный комплекс величин, значения которого одинаковы для сходственных точек, называют **критерием Ньютона**:

$$\frac{f\tau}{m\omega} = idem = Ne \quad \text{или} \quad \frac{fl}{m\omega^2} = Ne \quad \tau = l / \omega.$$

Критерий Ньютона характеризует отношение действующей на частицу силы к силе инерции.

Первая теорема подобия указывает, какие величины следует измерять при проведении опытов, результаты которых требуется обобщить: надо измерять те величины, которые входят в критерии подобия.

Вторая теорема подобия. Решение любого дифференциального уравнения, связывающего между собой переменные, влияющие на процесс, может быть представлено в виде зависимости между безразмерными комплексами этих величин, т.е. между критериями подобия.

Критерии подобия, которые составлены только из величин, входящих в условия однозначности, называются **определяющими**, а остальные **определяемыми**. Из критериального уравнения, представляющего собой функциональную зависимость между критериями подобия, рассчитав предварительно значения определяющих критериев, находят величину определяемого. А из него - численное значение интересующей нас величины.

Тогда, если определяемым является критерий π_1 , то

$$\pi_1 = f(\pi_2, \pi_3, \dots, \pi_n) \quad (1-16)$$

Вторая теорема подобия отвечает на вопрос, как обрабатывать результаты опытов, проведенных на моделях: их надо представлять в виде функциональной зависимости между критериями подобия.

Третья теорема подобия или теорема М.В. Кирпичева и А.А. Гухмана, 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. Для этого необходимо равенство определяющих критериев подобия. Тогда третья теорема может быть сформулирована так: явления подобны, если их определяющие критерии численно равны.

Следствием равенства определяющих критериев, согласно выражению (2-10), является равенство определяемых критериев для модели и оригинала.

Таким образом, исследование процессов методом теории подобия должно состоять из следующих этапов:

1. Получив полное математическое описание процесса, т.е. составив дифференциальное уравнение и установив условия однозначности, проводят подобное преобразование этого уравнения и находят критерии подобия.

2. Опытным путем на моделях устанавливают конкретный вид зависимости между критериями подобия. Причем полученная зависимость справедлива для всех подобных явлений в исследованных пределах изменения определяющих критериев подобия.

2. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Гидромеханика изучает равновесие, движение и взаимодействие жидкости с погруженными в нее или движущимися в ней телами. Законы гидромеханики изучаются в гидравлике.

2.1. ОСНОВЫ ПРИКЛАДНОЙ ГИДРАВЛИКИ

Гидравликой, или технической механикой жидкости, называют прикладную науку о законах движения и равновесия жидкостей и о способах применения этих законов к решению конкретных технических задач. Практическое значение гидравлики весьма велико, т.к. она является основой ряда специальных дисциплин. Раздел гидравлики, в котором рассматриваются законы равновесия жидкостей называют гидростатикой; часть гидравлики, где изучаются законы движения жидкости, называется гидродинамикой. Эти же задачи рассматриваются в теоретической гидромеханике. Однако методы исследования при этом различны. В гидравлике применяются упрощенные приемы решения задач, а в теоретической гидромеханике используются строгие математические методы, позволяющие получить общие теоретические решения задач.

Гидравлические машины предназначены для преобразования механической энергии двигателя в энергию перемещаемой жидкости (насосы) или гидравлической энергии потока жидкости в механическую энергию (гидродвигатели).

Итак, предметом изучения в предлагаемом курсе является жидкость, а также механические устройства, в которых осуществляется энергообмен между их подвижными элементами и жидкостью.

Жидкость. Основные физические свойства

Жидкостью называется физическое тело, обладающее большой подвижностью частиц, которая объясняется слабой связью между молекулами. Жидкость не имеет своей формы, но принимает форму сосуда, в котором она находится. Жидкость легко деформируется, не дробясь на части, под действием небольших сил и поэтому обладает текучестью. Все жидкости делятся на капельные и газообразные. Капельная жидкость имеет объем, и если объем меньше объема сосуда, то жидкость занимает часть объема сосуда и образует свободную поверхность. В отличие от капельных жидкостей газы, как упругие жидкости, не имеют своей определенной формы и объема. Они всегда занимают весь объем сосуда, в котором находятся.

В гидравлике изучаются законы равновесия и движения только капельных жидкостей, которые обладают свойством текучести и очень мало изменяют плотность при изменении давления, т.е. практически несжимаемы.

Плотностью (ρ) называют количество массы (m) жидкости, содержащееся в единице ее объема (V):

$$\rho = \frac{m}{V} ; \text{кг/м}^3 \quad (2-1)$$

Удельным (или объемным) **весом** жидкости (γ) называют вес (G) единицы ее объема (V):

$$\gamma = \frac{G}{V} ; \text{Н/м}^3 \quad (2-2)$$

Из выражений (2-1) и (2-2) можно получить связь между плотностью и удельным весом. Т.к. $G=mg$, то получим: $\gamma=\rho g$

Удельный объем - это объем жидкости V , занимаемый единицей массы m : $v = \frac{V}{m}$; $\text{м}^3/\text{кг}$. Удельный объем есть величина, обратная плотности:

$$v = \frac{1}{\rho} ; \text{м}^3/\text{кг}.$$

Сжимаемость - это свойство жидкости изменять свой объем при изменении давления. Характеризуется коэффициентом объемного сжатия β_v :

$$\beta_v = -\frac{1}{V} \frac{\Delta V}{\Delta p} ; \text{м}^2/\text{Н} \quad (2-3)$$

где: V - начальный объем, м^3

ΔV - изменение объема, м^3

Δp - изменение давления, Па

Величина обратная β_v называется модулем объемной упругости: $K=1/\beta_v$

Капельные жидкости характеризуется очень малой сжимаемостью, поэтому в гидравлике сжимаемостью обычно пренебрегают, за исключением отдельных случаев.

Температурное расширение - изменение объема жидкости в зависимости от температуры. Характеризуется температурным коэффициентом объемного расширения β_t :

$$\beta_t = \frac{1}{V} \frac{\Delta V}{\Delta T} \quad ^\circ\text{К}^{-1} (^\circ\text{С}^{-1}) \quad (2-4)$$

где ΔT - изменение температуры.

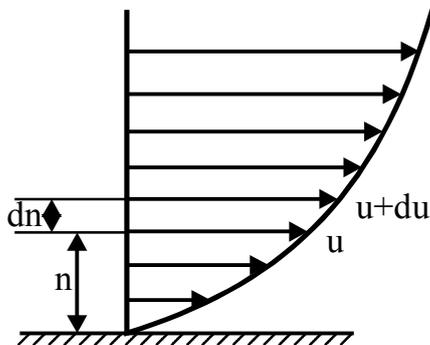


Рис.2.1.

Вязкость - свойство реальных жидкостей оказывать сопротивление сдвигающим касательным усилиям. Это свойство обнаруживается лишь при движении жидкости. Жидкость движется (течет) вдоль плоской стенки (неподвижной). Вследствие тормозящего влияния стенки слои жидкости будут двигаться с разными скоростями, значения которых возрастают по мере отдаления от стенки. Рассмотрим слои со скоростями u и $u+du$, отстоящих друг от друга на расстоянии dn .

Приращение скорости на единицу длины по нормали к направлению оси

потока называют градиентом скорости $\frac{du}{dn}$. Экспериментально показано, что касательная сила T , которую надо приложить к верхнему слою для его равномерного сдвига относительно нижнего слоя, тем больше, чем больше градиент скорости $\frac{du}{dn}$. Сила T пропорциональна площади соприкосновения слоев S , т.е.:

$$T = \mu S \frac{du}{dn} \quad (2-5)$$

где μ - коэффициент пропорциональности, зависящий от рода жидкости и ее температуры и называется **динамический коэффициент вязкости**. В СИ размерность Па с.

Отношение $T/S = \tau$ есть касательное напряжение (или напряжение внутреннего трения, или напряжение сдвига.). Тогда $\tau = \mu \frac{du}{dn}$. Величину τ можно считать всегда положительной, поэтому в зависимости от знака $\frac{du}{dn}$ формулу (5) следует представить в виде:

$$\tau = \pm \mu \frac{du}{dn} \quad (2-6)$$

Знак зависит от закона, изменения скорости по нормали к потоку и выбора направления нормали. Уравнение (2-6) выражает закон внутреннего трения Ньютона.

Внутреннее трение характеризуется также *кинематической вязкостью*:

$$\nu = \mu / \rho; \text{ м}^2/\text{с}$$

Существуют жидкости для которых зависимость (2-6) неприменима. Жидкости, которые не подчиняются закону внутреннего трения Ньютона называются неньютоновскими или аномальными. Для ньютоновских жидкостей кривые течения (или реограммы), т.е. кривые, изображающие зависимость между градиентом скорости течения жидкости $\frac{du}{dn}$ и

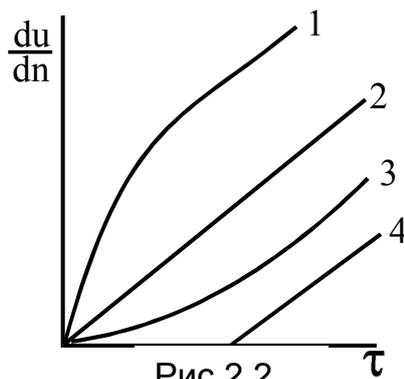


Рис.2.2.

возникающим в ней касательным напряжением τ , носят линейный характер (рис.2.2.). Для неньютоновских жидкостей кривые течения весьма многообразны и в общем случае не являются линейными. Расположение этих кривых на графике и их форма определяют класс неньютоновских жидкостей и характеризуют особенности ее течения. Кривая 1 на рис. 2.2. - дилатантные жидкости. Кривая 2 - обычная ньютоновская жидкость. Кривая 3 - псевдопластичные жидкости. Кривая 4 - вязкопластичные жидкости.

В общих курсах гидравлики обычно изучают

лишь ньютоновские жидкости, неньютоновские, как правило, здесь не рассматриваются, этим занимается реология.

Понятие об идеальной жидкости

При выводе основных закономерностей в гидравлике вводят понятие гипотетической идеальной жидкости, которая, в отличие от реальной (вязкой) жидкости, абсолютно несжимаема под действием давления, не изменяет плотности при изменении температуры и не обладает вязкостью. Использование понятия об идеальной жидкости существенно упрощает решение многих задач гидродинамики, а полученные зависимости проверяются и уточняются проведением гидравлических экспериментов.

2.1.1. ГИДРОСТАТИКА

В гидростатике рассматривается жидкость, находящаяся в состоянии равновесия (покоя). Силы трения в покоящейся жидкости отсутствуют. Жидкость подвержена действию массовых и поверхностных сил.

Массовыми (объемными) называются силы, величина которых пропорциональна массе (объему) жидкости. К ним относятся сила тяжести и силы инерции.

Поверхностными называются силы, непрерывно распределенные по поверхности жидкого тела. Величина этих сил пропорциональна площади поверхности, на которую эти силы действуют (например, сила атмосферного давления на поверхность жидкости в открытом сосуде или силы вязкости).

Гидростатическое давление

Рассмотрим (рис.2.3) некоторый объем покоящейся жидкости. Мысленно разделим этот объем на две части произвольной плоскостью АВ и отбросим верхнюю часть. Для сохранения равновесия нижней части к плоскости необходимо приложить силы, которые заменят действие верхней части. Результирующую внешних поверхностных сил обозначим F. Если величину силы разделить на величину площадки S, то получим среднее значение давления на единицу площади p (или среднее гидростатическое давление):

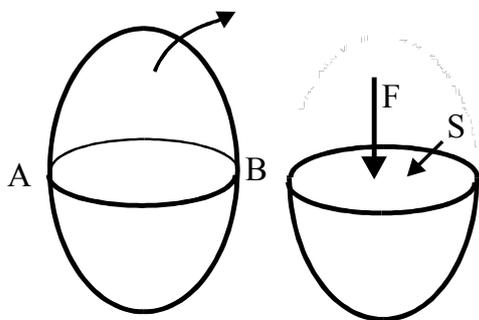


Рис.2.3.

$$p = \frac{F}{S}; \text{Н/м}^2 \quad (2-7)$$

Предел, к которому стремится среднее гидростатическое давление, когда величина площадки стремится к нулю, называется гидростатическим давлением в точке.

Таким образом, гидростатическое давление это напряжение, обусловленное действием равномерно распределенной поверхностной силы F на поверхность S:

$$\text{давление} = \frac{\text{сила}}{\text{площадь}}$$

Очевидно, что **сила** гидростатического давления F равна:

$$F = pS; H$$

Свойства гидростатического давления.

1-е свойство: гидростатическое давление направлено по внутренней нормали к площадке, на которую это давление действует (т.е. к площадке, а не от нее).

2-е свойство: гидростатическое давление действует одинаково по всем направлениям.

3-е свойство: гидростатическое давление в точке зависит от ее координат в пространстве, т.е. $p=f(x,y,z)$

Дифференциальные уравнения равновесия

идеальной жидкости (уравнения Эйлера)

Выделим в жидкости элементарный параллелепипед с ребрами dx, dy, dz . Рассмотрим равновесие действующих на этот параллелепипед внешних сил. Составим уравнения проекций этих сил на координатные оси. Ограничимся подробным рассмотрением уравнения проекций на ось X.

Давление зависит от координат (см. свойства гидростатического давления), поэтому на параллельных гранях (рис.2.4.) параллелепипеда оно различно. При переходе от одной грани к другой параллельной изменилась только одна координата x (на величину dx), и давление изменилось от значения p до $p + \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right) dx$, где $\frac{\partial p}{\partial x}$ - частный дифференциал, взятый по

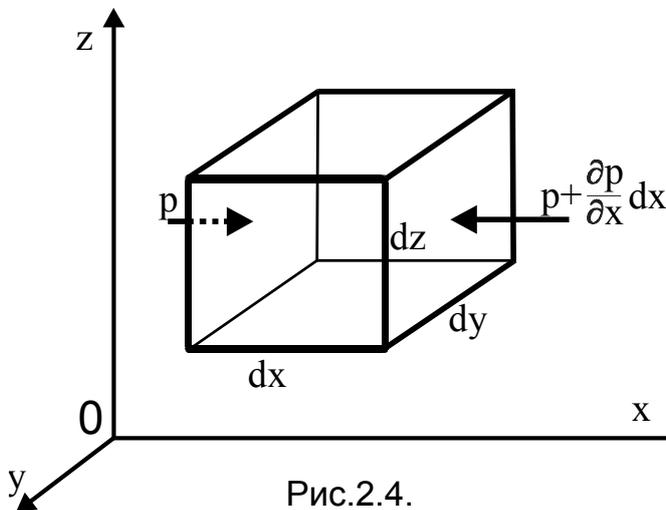


Рис.2.4.

координате X. Таким образом, на левую грань действует сила $dF_x = p dy dz$, а на

правую $dF'_x = \left[p + \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right) dx \right] dy dz$. Найдем

проекцию массовых сил dG на ось X - это произведение элементарной массы $dm = \rho dx dy dz$ на проекцию ускорения X этих сил на ту же ось, т.е. $dG_x = \rho dx dy dz X$. Просуммировав и приравняв к нулю проекции всех сил получим первое уравнение равновесия:

$$dF_x - dF'_x + dG_x = p dy dz - \left[p + \left(\frac{\partial p}{\partial x}\right) dx \right] dy dz + \rho dx dy dz X = 0$$

Разделив на $\rho dx dy dz$ (т.е. отнесли к единице массы), получим:

$$-\left(\frac{1}{\rho}\right)\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right) + X = 0 \text{ или } \frac{\partial p}{\partial x} = \rho X.$$

Аналогичные уравнения получим для проекций на оси Y и Z.

$$\left. \begin{aligned} -\frac{\partial p}{\partial x} + \rho X &= 0 \\ -\frac{\partial p}{\partial y} + \rho Y &= 0 \\ -\frac{\partial p}{\partial z} + \rho Z &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (2-8)$$

Это и есть дифференциальные уравнения равновесия идеальной жидкости. Впервые выведены в 1775г. Л. Эйлером и выражают в дифференциальной форме закон распределения давления.

Для дальнейшего исследования преобразуем систему дифференциальных уравнений (2-8). Умножив каждое из уравнений соответственно на dx , dy , dz , и сложив систему уравнений получим:

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

Т.к. гидростатическое давление является функцией только координат точки $p = f(x, y, z)$, то левая часть уравнения представляет собой полный дифференциал давления dp . Следовательно $dp = \rho(Xdx + Ydy + Zdz)$. Т.к. $\rho = \text{const}$, то последнее уравнение может иметь смысл только в том случае, если выражение в скобках также является полным дифференциалом. Для этого необходимо, чтобы существовала такая функция $U = f(x, y, z)$, частные производные которой по x , y , z были бы соответственно равны $\frac{\partial U}{\partial x} = X$; $\frac{\partial U}{\partial y} = Y$; $\frac{\partial U}{\partial z} = Z$. Такая функция называется потенциальной, а силы, которые этой функцией выражаются, - силами, имеющими потенциал (например, силы тяжести):

$$dp = \rho \left(\frac{\partial U}{\partial x} dx + \frac{\partial U}{\partial y} dy + \frac{\partial U}{\partial z} dz \right) \text{ или } dp = \rho dU \quad (2-9)$$

Основное уравнение гидростатики.

Рассмотрим наиболее важный для практики частный случай равновесия жидкости, находящейся под действием только сил тяжести. В этом случае проекции объемных (массовых) сил на оси будут равны:

$$X = \frac{\partial U}{\partial x} = 0; \quad Y = \frac{\partial U}{\partial y} = 0; \quad Z = \frac{\partial U}{\partial z} = -g$$

Следовательно, дифференциальное уравнение (2-9) примет следующий вид:

$$dp = -\rho g dz \text{ или } \frac{dp}{\rho g} + dz = 0$$

В результате интегрирования имеем: $z + \frac{p}{\rho g} = C$

или при пограничных условиях $z = z_0$ и $p = p_0$ имеем:

$$z + \frac{p}{\rho g} = z_0 + \frac{p_0}{\rho g} \quad (2-10)$$

где $\frac{p}{\rho g}$ - напор давления или пьезометрический напор;

z - нивелирная высота или расстояние которое отсчитывается от плоскости сравнения. (Плоскость сравнения выбирается произвольно, но эта плоскость должна быть горизонтальной).

Видоизменим уравнение (2-10). Допустим, что нужно найти давление в т.1, погруженной на глубину h (рис.2.5.). Плоскость сравнения 0-0 проведем через днище резервуара. Плоскости I-I и II-II проведем через т.1 и свободную поверхность, соответственно. При давлении на свободной поверхности p_0 формула (2-10) примет вид:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = z_0 + \frac{p_0}{\rho g} \quad \text{или} \quad p_1 = p_0 + \rho g(z_0 - z_1)$$

Видно, что $z_0 - z_1 = h$ и окончательно получаем:

$$p_1 = p_0 + \rho gh \quad (2-11)$$

это уравнение является фундаментальным и называется основным уравнением гидростатики и показывает, что гидростатическое давление в любой точке покоящейся капельной жидкости изменяется в зависимости только от вертикальной координаты этой точки.

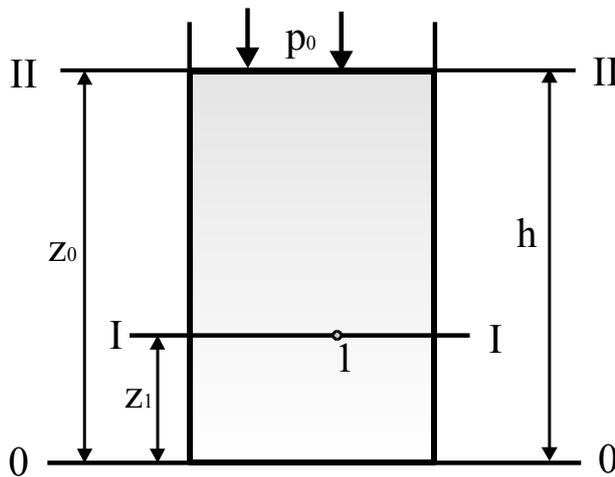


Рис.2.5.

Разность между абсолютным и атмосферным давлениями называется избыточным (манометрическим) давлением: $p_{\text{изб}} = p_{\text{абс}} - p_{\text{атм}}$.

Если давление меньше атмосферного, то недостаток давления до атмосферного называют давлением вакуума:

$$p_{\text{вак}} = p_{\text{атм}} - p_{\text{абс}}$$

Закон Паскаля.

Согласно основному уравнению гидростатики (2-11) можно сделать вывод, что всякое увеличение внешнего давления p_0 увеличивает на такую же величину полное гидростатическое давление в любой точке жидкости.

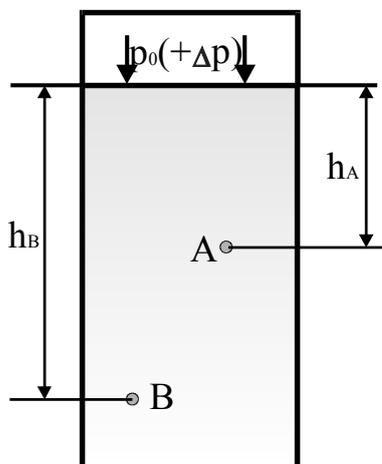


Рис.2.6.

Давление в т. А и В (рис.2.6.) будут соответственно равны:

$$p_A = p_0 + \rho g h_A; \quad p_B = p_0 + \rho g h_B.$$

Изменив давление p_0 на величину Δp , получим:

$$p_A = p_0 + \Delta p + \rho g h_A; \quad p_B = p_0 + \Delta p + \rho g h_B,$$

т.е. видно, что давление в т. А и В изменилось на одну и ту же величину. Таким образом *внешнее давление*, оказанное на свободную поверхность

замкнутого объема несжимаемой жидкости, *передается жидкостью одинаково* всем ее точкам по всем направлениям - это закон Паскаля.

Сила давления жидкости на плоские стенки.

Используем основное уравнение гидростатики (2-11) для нахождения полной

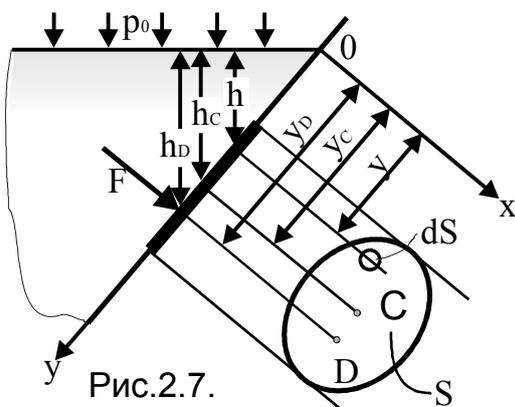


Рис.2.7.

силы давления жидкости на плоскую стенку, наклоненную к горизонту под углом α (рис.2.7.). Рассмотрим участок стенки, ограниченный произвольными контуром и имеющий площадь равную S . Ось x направим по линии пересечения плоскости стенки со свободной поверхностью жидкости, а ось y перпендикулярно к этой линии в плоскости стенки. Выделим бесконечно малую площадку dS и выразим элементарную *силу* давления dF , приложенную к этой площадке:

$$dF = p dS = (p_0 + \rho g h) dS = p_0 dS + \rho g h dS$$

;

где h - глубина, расположения площадки dS .

Для определения полной силы F проинтегрируем полученное выражение по всей площади S :

$$F = p_0 \int_S dS + \rho g \int_S h dS = p_0 S + \rho g \sin \alpha \int_S y dS$$

$h = y \sin \alpha$ из чертежа (рис. 2.7.); где y - координата площадки dS .

Интеграл $\int_S y dS$ представляет собой статический момент площади S относительно оси x и равен произведению этой площади на координату ее

центра тяжести (т.С), т.е. $\int_S y dS = y_C S$.

Следовательно,

$$F = p_0 S + \rho g \sin \alpha y_C S = p_0 S + \rho g h_C S$$

где h_C - глубина расположения центра тяжести площади S

или

$$F = (p_0 + \rho g h_C) S = p_C S \quad (2-12)$$

Таким образом, полная **сила** давления жидкости на плоскую стенку равна произведению площади стенки на гидростатическое давление в центре тяжести этой площади.

В случае, когда p_0 является атмосферным и действует также с другой стороны стенки, сила F равна лишь силе давления от веса жидкости:

$$F = \rho g h_C S = p_{изб} S \quad (2-13)$$

Рассмотрим вопрос о точках приложения этих сил, называемых центрами давлений. Т.к. внешнее давление передается всем точкам площади одинаково, то и его равнодействующая будет приложена в центре тяжести площади. Для нахождения точки приложения силы гидростатического давления от веса жидкости (т. Д) применим теорему механики: момент равнодействующей силы относительно оси x равен сумме моментов составляющих сил

$$F y_D = \int_S y dF \quad \text{где } y_D - \text{координата точки приложения силы } F.$$

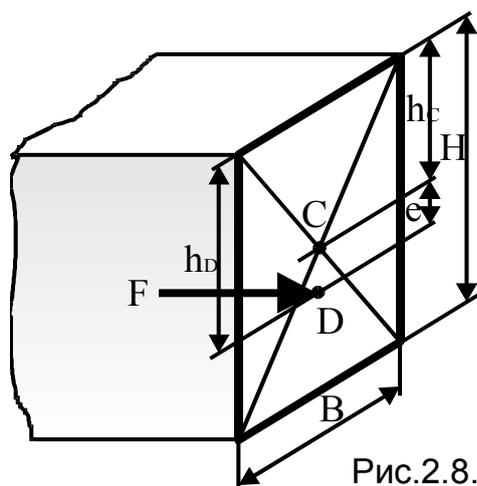
$$y_D = \frac{\int_S y dF}{F} = \frac{\rho g \sin \alpha \int_S y^2 dS}{\rho g \sin \alpha y_C S} = \frac{I_X}{y_C S}$$

где $I_X = \int_S y^2 dS$ - момент инерции площади S относительно оси x .

Учитывая, что $I_X = I_{X_0} + y^2 S$ (где I_{X_0} - момент инерции площади S относительно центральной оси, проходящей через центр тяжести и параллельной оси x), получим:

$$y_D = y_C + \frac{I_{X_0}}{y_C S} \quad (2-14)$$

Видно, что сила гидростатического давления приложена ниже центра тяжести фигуры на величину $e = \frac{I_{X_0}}{y_C S}$, называемую эксцентриситетом давления (см. рис. 2.7., точки С и D).



В качестве примера рассмотрим задачу (рис.2.8.) по определению силы гидростатического давления, действующей на плоский затвор высотой $H=6\text{ м}$ и шириной $B=2\text{ м}$, который поддерживает жидкость в канале глубиной также H .

Величина силы:

$$F = Spgh_C = BH\rho g \frac{H}{2} = \frac{\rho g BH^2}{2} = 353160 \text{ Н}$$

Глубина погружения центра давления:

$$h_D = h_C + \frac{I_{x_0}}{h_C S} = \frac{H}{2} + \frac{BH^3/12}{\frac{h}{2}BH} = \frac{H}{2} + \frac{H}{6} = \frac{2}{3}H = 4 \text{ м}$$

Момент инерции относительно центральной оси для прямоугольника:

$$I_{x_0} = \frac{BH^3}{12}; \text{ м}^4$$

Таким образом, эксцентриситет давления составил:

$$e = h_D - h_C = \frac{2}{3}H - \frac{H}{2} = \frac{H}{6} = 1 \text{ м}$$

Иными словами, результирующая сила гидростатического давления, действующей на плоский затвор, величиной около 35 т, приложена **не** в центре тяжести (т.С), а в центре давления (т.Д), который смещен вниз на $e=1\text{ м}$ относительно центра тяжести.

Сила давления жидкости на криволинейные поверхности.

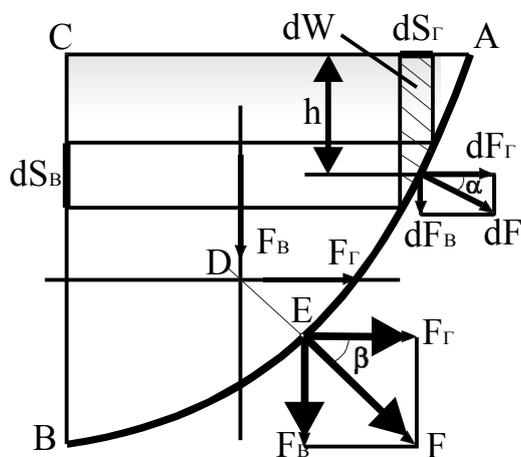


Рис.2.9.

Нахождение силы давления жидкости на криволинейные поверхности состоит в определении составляющих силы давления по нескольким направлениям с последующим геометрическим сложением этих сил.

Рассмотрим цилиндрическую поверхность АВ, подверженную действию гидростатического давления. Выделим на этой поверхности бесконечно малую площадку dS , центр тяжести которой погружен на глубину h . На эту площадку **нормально** к цилиндрической поверхности будет действовать сила избыточного давления $dF = \rho gh dS$, которую можно разложить на горизонтальную dF_G и вертикальную dF_B составляющие. Предположим, что

равнодействующая элементарная сила наклонена к горизонту под углом α . Тогда выражения для составляющих запишутся:

$dF_{\Gamma} = dF \cos \alpha$; $dF_B = dF \sin \alpha$. Подставив значение силы dF в выражение горизонтальной составляющей, получим $dF_{\Gamma} = \rho g h dS \cos \alpha$. Из рисунка видно, что $dS \cos \alpha = dS_B$ это проекция элементарной площадки dS на вертикальную плоскость, следовательно $dF_{\Gamma} = \rho g h dS_B$. Тогда горизонтальная составляющая полной силы избыточного гидростатического давления равна:

$$F_{\Gamma} = \int_{S_B} \rho g h dS_B \quad \text{Интеграл } \int_{S_B} h dS_B \text{ является статическим моментом всей}$$

площади вертикальной проекции цилиндрической поверхности S_B относительно свободной поверхности жидкости, и этот статический момент равен произведению площади вертикальной проекции цилиндрической поверхности S_B на глубину погружения центра ее тяжести h_C , т.е.

$$\int_{S_B} h dS_B = S_B h_C.$$

Таким образом:

$$F_{\Gamma} = S_B \rho g h_C; \quad (2-15),$$

т.е. горизонтальная составляющая избыточного гидростатического давления, действующего на цилиндрическую поверхность, равна силе гидростатического давления, под воздействием которого находится вертикальная стенка, равная по площади вертикальной проекции рассматриваемой цилиндрической поверхности.

Определим вертикальную составляющую элементарной силы гидростатического давления $dF_B = dF \sin \alpha = \rho g h dS \sin \alpha$. Величина $dS \sin \alpha$ является площадью dS_{Γ} проекции элементарной площадки dS на горизонтальную плоскость. Очевидно, что выражение $h dS_{\Gamma}$ представляет собой объем dW призмы (на рис. заштрихована). Произведение $\rho g h dS_{\Gamma}$ является весом жидкости в этом бесконечно малом объеме, т.е. $dG = \rho g dW$. Вертикальная составляющая полной силы избыточного гидростатического давления равна:

$$F_B = \int_{S_{\Gamma}} dF_B = \rho g \int_{S_{\Gamma}} dW = \rho g W; \quad (2-16).$$

Объем W , являющийся суммой элементарных объемов dW , называется телом давления. Тело давления - это объем, заключенный между криволинейной поверхностью AB , ее проекцией на свободную поверхность жидкости AC и вертикальной плоскостью проецирования. Вертикальная составляющая полной силы избыточного гидростатического давления на цилиндрическую поверхность равна весу жидкости в объеме тела давления.

Полная сила избыточного гидростатического давления определится

$$F = \sqrt{F_{\Gamma}^2 + F_B^2}; \text{ а ее направление - углом } \beta = \arctg\left(\frac{F_B}{F_{\Gamma}}\right).$$

Вектор полной силы давления F должен проходить через точку пересечения ее горизонтальной и вертикальной составляющих под углом β . Линия действия силы F_B проходит через центр тяжести тела давления, а

линия действия силы F_T проходит через центр давления вертикальной проекции криволинейной поверхности стенки. Из точки пересечения линий действия F_B и F_T (т. Д) проводится линия действия равнодействующей силы F под углом β и центр приложения полной силы давления на криволинейную поверхность будет на самой стенке (т. Е).

Закон Архимеда.

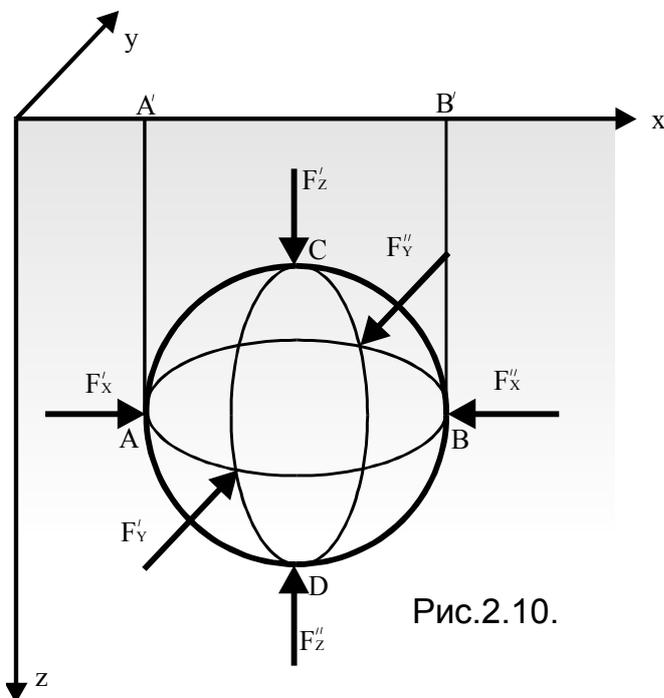


Рис.2.10.

Допустим, что в жидкость погружено тело сферической формы. Со стороны жидкости на тело действуют силы $F_Z'; F_Z''; F_X'; F_X''; F_Y'; F_Y''$. Очевидно, что силы $F_X' = F_X''$ и $F_Y' = F_Y''$, т.е. равны по величине и противоположны по направлению. Поэтому эти силы можно исключить из дальнейшего рассмотрения. Проведем линии AA' и BB' , а тело разделим на две части плоскостью AB . На верхнюю часть тела жидкость воздействует с силой F_Z' , а на нижнюю F_Z'' . Результирующая сила равна $R = F_Z' - F_Z''$.

Сила

$$F_Z' = \rho g W_{AA'B'BCA} \text{ а сила } F_Z'' = \rho g W_{AA'B'BDA}.$$

Отсюда $R = \rho g (W_{AA'B'BCA} - W_{AA'B'BDA}) = -\rho g W_{ACBDA}$. Эта формула выражает закон Архимеда, согласно которому сила, с которой жидкость воздействует на погруженное в нее тело, равна весу жидкости в объеме погруженного тела.

Относительный покой жидкости.

Относительным покоем называется такое состояние жидкости, при котором отдельные ее частицы не смещаются одна относительно другой, и вся масса жидкости движется как твердое тело (т.е. покой жидкости относительно содержащего ее сосуда, в то время как сам сосуд находится в движении).

Сначала дадим определение поверхности равного давления. Поверхность, проведенную в покоящейся жидкости таким образом, что давление во всех ее точках будет одинаковым, называется поверхностью равного давления. Т.е. $p = \text{const}$ и $dp = 0$, а т.к. $\rho \neq 0$, то из (2-9) получим дифференциальное уравнение поверхности равного давления: $Xdx + Ydy + Zdz = 0$.

Рассмотрим часто встречающийся на практике случай относительного покоя жидкости во вращающихся сосудах (например, в сепараторах и центрифугах) и определим форму поверхности равного давления. При вращении сосуда, находящаяся в нем жидкость вращается вместе с ним с той

же, как и сосуд, угловой скоростью ω . И жидкость будет находиться под действием сил давления, тяжести и центробежной силы, действующей нормально к оси вращения. В результате одновременного действия на жидкость указанных сил, свободная поверхность, бывшая до вращения горизонтальной плоскостью на высоте h от дна сосуда, представится поверхностью вращения. На частицу жидкости действуют объемные силы тяжести $G = mg$ и силы инерции $F_{и} = m\omega^2 r$, где r - расстояние частицы от оси вращения. Проекции ускорений этих сил на оси координат будут равны: $X = \omega^2 x$; $Y = \omega^2 y$; $Z = -g$, что приводит к следующему дифференциальному уравнению поверхности равного давления:

$\omega^2 x dx + \omega^2 y dy - g dz = 0$. Интегрируя это уравнение, получаем:

$$\frac{\omega^2 x^2}{2} + \frac{\omega^2 y^2}{2} - gz = \text{const} \quad \text{или} \quad \frac{\omega^2}{2} (x^2 + y^2) - gz = \frac{\omega^2 r^2}{2} - gz = \text{const}$$

Поверхность равного давления, описываемая данным уравнением, представляет собой параболоиды вращения относительно оси z (которые в сечении вертикальными плоскостями дают параболы, а в горизонтальных плоскостях окружности).

Распределение давления в жидкости может быть получено из основного уравнения равновесия (2-9). Для данного случая $dp = \rho(\omega^2 x dx + \omega^2 y dy - g dz)$, после интегрирования

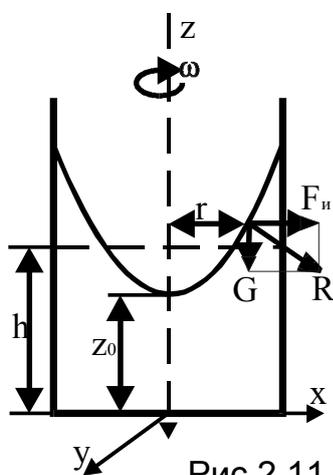


Рис.2.11.

Если затем давление в некоторой точке на оси вращения ($x=0$; $y=0$; $z=z_0$) обозначить p_0 и составить для нее уравнение, аналогичное предыдущему, т.е. $p_0 = -\rho g z_0 + C$, определим постоянную интегрирования: $C = p_0 + \rho g z_0$;

тогда $p = p_0 + \rho \frac{\omega^2 r^2}{2} + \rho g(z_0 - z)$. Отсюда видно, что при вращении сосуда давление в жидкости оказывается больше обычного гидростатического давления в неподвижном сосуде и будет тем больше, чем больше радиус и угловая скорость.

2.1.2. ГИДРОДИНАМИКА

Основная задача гидродинамики - изучение законов движения капельных жидкостей. Исследования в области гидродинамики заключаются преимущественно в нахождении основных величин - скоростей течения и давлений, возникающих в движущейся жидкости. Кроме сил, действующих на покоящуюся жидкость, при движении возникают дополнительно еще силы инерции и трения. В отличие от гидростатического давления, не зависящего от пространственной ориентации площадки, на которую оно действует, гидродинамическое давление благодаря касательным силам различно в направлениях x, y, z . Вязкость жидкости является причиной неравенства скоростей в различных точках одного и того же поперечного сечения

движущейся массы жидкости. Установление связи между давлением и скоростью в любой точке движущейся жидкости и в любой момент времени относится к числу основных задач гидродинамики.

Виды движения жидкости.

Движение жидкости может быть **установившееся** (стационарное) и **неустановившееся**. В первом случае давление p и скорость u в каждой точке пространства, занимаемого движущимся объемом жидкости, постоянны во времени и зависят только от положения в потоке жидкости рассматриваемой точки, т.е. составляющие скорости и давления являются функцией только координат: $p=f(x,y,z)$, $u=\varphi(x,y,z)$. Во втором случае значения p и u в любой точке пространства могут изменяться во времени t как по величине, так и по направлению: $p=f(x,y,z,t)$, $u=\varphi(x,y,z,t)$.

Равномерное движение - такой вид движения, при котором размеры и форма сечений не меняются по длине потока, следовательно, если движение еще и установившееся, скорости во всех сечениях потока одинаковы. **Неравномерное** движение характеризуется изменением по длине потока формы и (или) площади сечения потока и скоростей в соответствующих точках. Равномерным, например, является движение жидкости в трубе постоянного диаметра, а неравномерным - движение жидкости в трубе переменного сечения.

Напорное движение - движение жидкости, когда поток не имеет свободной поверхности (т.е. поток со всех сторон ограничен твердыми стенками трубопровода). **Безнапорное** движение - такое движение, при котором поток не со всех сторон ограничен твердыми стенками, т.е. поток имеет свободную поверхность. Напорное движение характеризуется тем, что гидродинамическое давление в любой точке потока отлично от атмосферного (точнее, внешнего) и может быть как больше, так и меньше последнего. Безнапорное же движение определяется постоянным давлением на свободную поверхность, обычно равным атмосферному.

Основные характеристики движения жидкостей.

Рассмотрим поток жидкости в некоторый момент времени. Для наглядного представления общей картины течения жидкости в каждый данный момент мысленно проведем так называемую **линию тока**, т.е. линию, в каждой точке которой в данное мгновение вектор скорости жидкости совпадает с направлением касательной к этой линии. При установившемся движении линии

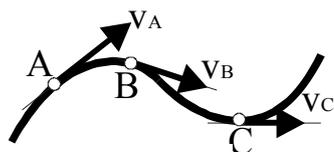


Рис.2.12.

тока совпадают с траекториями движущихся частиц. Построим замкнутый контур, образующий малую площадку dS , и через все точки данного контура проведем линии тока. Эти линии образуют поверхность, называемую **трубкой тока**. Если через все точки площади dS провести линии тока, получим **элементарную струйку**, т.е. пучок линий тока. Совокупность элементарных струек образует **поток**.

При решении многих задач гидродинамики делаются предположения о том, что: а) поток жидкости состоит из отдельных элементарных струек, которые в случае установившегося движения не меняют во времени своей формы; б) поверхность элементарной струйки является как бы непроницаемой для частиц жидкости, движущихся в данной и соседней струйках; в) вследствие малости поперечного сечения элементарной струйки скорости во всех точках ее поперечного сечения можно считать одинаковыми. Такая модель жидкости называется **струйной моделью** движения жидкости. Данное представление о структуре потока упрощает его теоретическую интерпретацию.

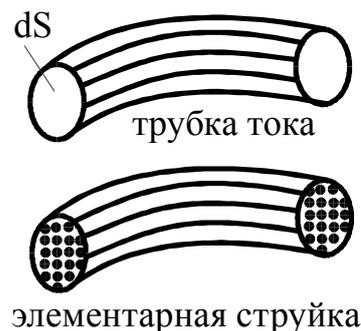


Рис.2.13.

Живое сечение элементарной струйки - элементарно малая площадка, являющаяся площадью поперечного сечения струйки, нормального к линии тока.

Живое сечение потока - площадь поперечного сечения, нормального к вектору средней скорости.

Средней скоростью движения жидкости \mathbf{v} в рассматриваемом живом сечении называется скорость, с которой должны были бы двигаться все частицы жидкости через данное живое сечение, чтобы расход всего потока был равен расходу, соответствующему действительным скоростям частиц.

Расход элементарной струйки (**элементарный расход**) dQ - это объем жидкости, проходящий в единицу времени через живое сечение элементарной струйки. Предположим, что в сечении 1-1 скорость движения равна u . Данная скорость одинакова для всех частиц жидкости, движущихся через сечение 1-1 (свойство "в" элементарной струйки). За время dt частицы жидкости, находящиеся в сечении 1-1, двигаясь со скоростью u переместятся в сечение 2-2, совершив путь dL . За время dt через живое сечение элементарной струйки dS пройдет количество жидкости равное объему цилиндра $dS \cdot dL$. Отнеся расчеты к единице времени, получим $dQ = dS \cdot dL = dS \cdot u$, т.к. скорость $u = dL/dt$, то при $dt=1$ величина $u = dL$ (скорость - путь, совершенный в единицу времени).

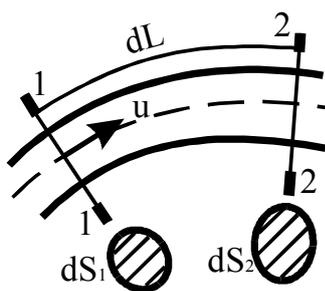


Рис.2.14.

Расходом жидкости Q в рассматриваемом сечении называется объем жидкости W проходящей в единицу времени t через живое сечение потока.

Расход равен сумме расходов элементарных струек:

$$Q = \int_S dQ = \int_S u dS \quad (2-17)$$

Таким образом:

$$Q = \frac{W}{t}; \frac{m^3}{c} \quad (2-18)$$

В ряде случаев следует различать объемный расход Q и массовый расход M , который представляет собой массу жидкости m , проходящей в единицу времени: $M = \frac{m}{t}; \frac{кг}{c}$. Между объемным Q и массовым M расходом существует следующая зависимость: $M = \rho Q$. В гидравлике приходится иметь дело главным образом с объемным расходом. В дальнейшем будем называть его просто расходом.

В соответствии с понятием средней скорости примем, что все частицы движутся с одинаковой средней скоростью v . Тогда в уравнении (2-17) заменим переменную скорость u постоянной средней v :

$$Q = \int_S u dS = \int_S v dS = v \int_S dS = v S, \quad (2-19)$$

т.е. расход потока жидкости равен площади живого сечения потока, умноженной на среднюю скорость.

Гидравлические элементы потока.

Основные гидравлические элементы потока - живое сечение S (см. выше), смоченный периметр Π , гидравлический радиус R_Γ и эквивалентный диаметр d_Δ .

Смоченным периметром называется длина контура живого сечения, по которому жидкость соприкасается со стенкой.

Гидравлический радиус равен отношению площади живого сечения потока к смоченному периметру:

$$R_\Gamma = \frac{S}{\Pi}, \text{ м} \quad (2-20)$$

Эквивалентный диаметр - это учетверенный гидравлический радиус

$$d_\Delta = 4R_\Gamma = 4 \frac{S}{\Pi}, \text{ м} \quad (2-21)$$

Иначе говоря, эквивалентный диаметр равен диаметру гипотетического трубопровода круглого сечения, для которого отношение S к Π имеет то же значение что и для данного трубопровода некруглого сечения.

Режимы движения жидкости

Чтобы правильно решить одну из основных задач практики гидравлики, - т.е. определить величину гидравлических сопротивлений, необходимо составить ясное представление о механизме самого движения жидкости. При исследовании вопроса пришли к заключению о существовании двух различных режимов движения. Впервые предположение о существовании двух режимов движения жидкости было высказано Д.И. Менделеевым (1880г.), но со всей очевидностью наличие режимов было подтверждено в

1883г. английским физиком О. Рейнольдсом на основе простых и наглядных опытов.

К напорному баку 1 присоединена (рис.2.15.) прозрачная (стеклянная) труба 2, по которой движется исследуемая жидкость. Над баком 1 расположен небольшой бачок 3 с подкрашенной (контрастной) жидкостью, свойства которой близки к свойствам исследуемой жидкости. Т.е., эту подкрашенную жидкость можно назвать индикатором или трассером. Подкрашенная жидкость при помощи тонкой трубки вводится в поток исследуемой жидкости.

В своих опытах Рейнольдс исследовал жидкости с различными физическими свойствами (вязкостью μ и плотностью ρ) в трубах разного диаметра d . Во время опытов также в широком диапазоне изменялась средняя скорость v движения жидкости.

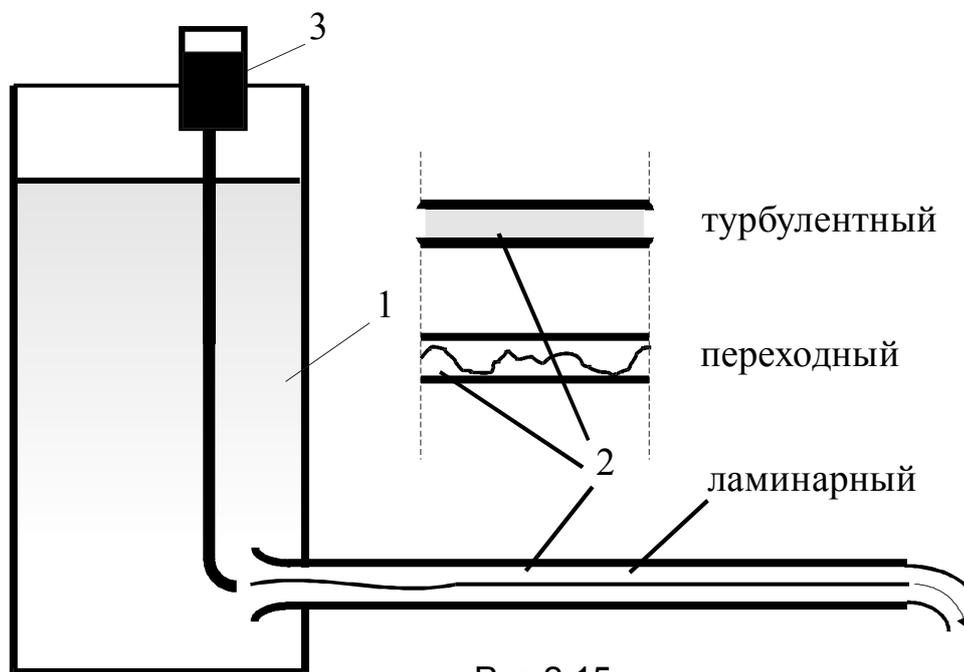


Рис.2.15.

При некоторых определенных условиях подкрашенная жидкость образует прямолинейную, резко выделяющуюся и не смешивающуюся с окружающей жидкостью струйку. Иначе говоря, жидкость движется отдельными не перемешивающимися слоями. Такой режим движения жидкости называется **ламинарным**.

С увеличением скорости струйка подкрашенной жидкости начинает двигаться волнообразно, затем разрываться и перемешиваться с потоком жидкости. Становятся заметными вихреобразования и вращательное движение жидкости. Отдельные частицы перемешиваются между собой и движутся по самым причудливым, все время изменяющимся траекториям. Такой режим движения жидкости называется **турбулентным**. Такое движение называется еще беспорядочным. Однако, и при турбулентном режиме имеют место определенные закономерности.

Обобщив результаты своих многолетних (более 10 лет) опытов, проведенных на круглых трубах, Рейнольдс нашел общие условия, при которых возможны существование того или иного режима и переход от одного режима к другому. Установил основные факторы, определяющие характер режима: средняя скорость движения жидкости v , диаметр трубопровода d , плотность жидкости ρ , ее вязкость μ . Для характеристики режима движения жидкости Рейнольдс ввел безразмерный параметр, учитывающий влияние перечисленных факторов, называемый числом или критерием Рейнольдса:

$$Re = \frac{v d \rho}{\mu} \quad (2-22)$$

или, с учетом того, что $\mu = \nu \rho$

$$Re = \frac{v d}{\nu} \quad (2-23)$$

Границы существования того или иного режима движения жидкости определяются двумя критическими значениями критерия Рейнольдса: нижним Re_n и верхним Re_b . Значения скорости, соответствующие этим значениям также называют критическими. При $Re < Re_n$ возможен только ламинарный режим, а при $Re > Re_b$ - только турбулентный режим, в интервале от Re_n до Re_b - неустойчивое состояние потока (переходный режим). В опытах самого Рейнольдса $Re_n = 2000$, $Re_b = 12000$. Многочисленные эксперименты, проведенные в более позднее время, показали, что критические числа не являются устойчивыми и, при известных условиях, неустойчивая зона может оказаться шире. В настоящее время при расчетах принято считать, что **при $Re < 2320$ всегда ламинарный режим, а при $Re > 10000$ - турбулентный.** Это справедливо для труб и каналов круглого сечения, а в других случаях могут быть другие значения.

Отметим, что при определении режима движения в каналах некруглого сечения, критерий Рейнольдса рассчитывается:

$$Re = \frac{v d_{\text{э}}}{\nu} \quad \text{или} \quad Re = \frac{v L}{\nu} \quad (2-24)$$

где $d_{\text{э}}$ - эквивалентный диаметр (2-21)

L - характерный линейный размер

Критерий Рейнольдса Re является одним из основных критериев гидродинамического подобия напорных потоков. Он является мерой отношения кинетической энергии (сил инерции) жидкости к работе сил вязкого трения и от него в общем случае зависят все безразмерные коэффициенты, входящие в расчетные зависимости, которые применяют в практике гидравлических расчетов.

Уравнение неразрывности потока.

Вначале выведем уравнение неразрывности для струйки. Рассмотрим (рис.2.16.) отсек жидкости между сечениями 1-1 и 2-2 элементарной струйки. За время dt в отсек 1-2 через площадь живого сечения dS_1 втечет жидкость в количестве $dS_1 u_1 dt$ (т.е. объем бесконечно малого цилиндра, имеющего основание dS_1 и длину $u_1 dt$). За это же время через живое сечение dS_2 из отсека 1-2 вытечет объем жидкости $dS_2 u_2 dt$. При этом форма отсека не меняется (свойство “а” элементарной струйки), боковая поверхность непроницаема (свойство “б”) и жидкость несжимаема. Следовательно, объем жидкости, поступающий за время dt в отсек через сечение 1-1, должен быть равен объему жидкости, вытекающей за то же время из отсека через сечение 2-2:

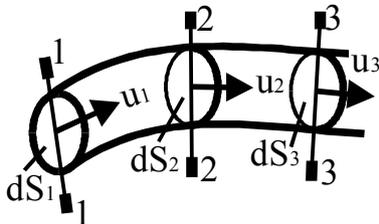


Рис.2.16.

$$dS_1 u_1 dt = dS_2 u_2 dt \text{ или } dS_1 u_1 = dS_2 u_2$$

Аналогично и для других сечений, следовательно

$$dS u = \text{const} \quad (2-24)$$

уравнение неразрывности для элементарной струйки. Таким образом, расход жидкости во всех сечениях элементарной струйки одинаков (в данный момент времени). На основании уравнения (2-20) можно заключить, что скорости движения жидкости обратно пропорциональны площадям соответствующих живых сечений: $\frac{u_1}{u_2} = \frac{dS_2}{dS_1}$

Рассмотрим участок потока (рис.2.14.). Возьмем несколько сечений 1-1, 2-2, 3-3. Обозначим S_1, S_2, S_3 и dS_1, dS_2, dS_3 площади живых сечений потока и площади живых сечений элементарной струйки в указанных сечениях, соответственно. Интегрируя выражение (2-24) в пределах соответствующих сечений, получим:

$$\int_{S_1} u_1 dS_1 = \int_{S_2} u_2 dS_2 = \int_{S_3} u_3 dS_3. \text{ На основании зависимости (2-18) можно записать } Q = \int_{S_1} v_1 dS_1 = \int_{S_2} v_2 dS_2 = \int_{S_3} v_3 dS_3 = v_1 S_1 = v_2 S_2 = v_3 S_3 = \text{const}; \quad (2-25)$$

где v_1, v_2, v_3 - значения средних скоростей в сечениях 1-1, 2-2, 3-3. Уравнение (2-26) является уравнением неразрывности (сплошности) для целого потока жидкости при установившемся движении.

Аналогично (2-25) для целого потока можно записать: $\frac{v_1}{v_2} = \frac{S_2}{S_1}$. При

установившемся движении произведения площади живого сечения потока на среднюю скорость есть величина постоянная, причем средние скорости потока обратно пропорциональны площадям соответствующих живых сечений.

Дифференциальные уравнения движения идеальной жидкости (уравнения Эйлера).

В различных точках движущейся жидкости в результате действия внешних сил возникает давление, называемое гидродинамическим (в отличие от гидростатического, свойственного жидкости, находящейся в равновесии). Поэтому, как уже говорилось выше, одной из задач гидродинамики является определение величин гидродинамического давления, возникающего внутри жидкости, а также скоростей движения жидкости в различных точках пространства, занятого жидкостью. Для решения этих задач необходимо составить уравнения движения жидкости, связывающие между собой скорости и ускорения с силами, действующими на жидкость.

Рассмотрим движение элементарного жидкого тела. Введем обозначения: p - гидродинамическое давление, u - скорость движения жидкости в точке с координатами x, y, z ; u_x, u_y, u_z - составляющие скорости по осям координат. Предположим, что на движущуюся жидкость действуют объемные силы, проекции которых на оси координат, отнесенные к единице массы (иначе, проекции ускорений), равны X, Y, Z .

Общие уравнения движения идеальной жидкости могут быть получены из дифференциальных уравнений равновесия той же жидкости, если согласно принципу д'Аламбера, к действующим силам присоединить силы инерции. Проекция сил инерции, которые должны быть присоединены к уравнениям равновесия, также отнесем к единице массы, т.е. в виде:

$$j_x = -\frac{du_x}{dt}; j_y = -\frac{du_y}{dt}; j_z = -\frac{du_z}{dt}$$

Знак (-) показывает, что силы инерции направлены в сторону, противоположную ускорению.

Присоединив к дифференциальным уравнениям Эйлера (2-8) проекции сил инерции, получим:

$$\left. \begin{aligned} \frac{du_x}{dt} &= X - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} \\ \frac{du_y}{dt} &= Y - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} \\ \frac{du_z}{dt} &= Z - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} \end{aligned} \right\} \quad (2-27)$$

Полученная система уравнений (2-27) устанавливает связь между объемными силами и скоростями, давлением и плотностью жидкости и называется уравнениями Эйлера. Смысл каждого из уравнений заключается в следующем: полное ускорение частиц вдоль координатной оси складывается от ускорения массовых сил и ускорения от сил давления.

Уравнение Бернулли для струйки идеальной жидкости.

Воспользуемся дифференциальными уравнениями движения (2-27). Умножим первое уравнение на dx , второе - на dy , третье - на dz :

$$\left. \begin{aligned} \frac{du_x}{dt} dx &= Xdx - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} dx \\ \frac{du_y}{dt} dy &= Ydy - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} dy \\ \frac{du_z}{dt} dz &= Zdz - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} dz \end{aligned} \right\} \quad (2-28)$$

Сложим систему уравнений:

$$\frac{du_x}{dt} dx + \frac{du_y}{dt} dy + \frac{du_z}{dt} dz = Xdx + Ydy + Zdz - \frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial p}{\partial x} dx + \frac{\partial p}{\partial y} dy + \frac{\partial p}{\partial z} dz \right) \quad (2-29).$$

Будем рассматривать струйку, которая при установившемся движении является траекторией движения частиц. В этом случае dx , dy , dz будут проекциями элементарного пути dL , проходимого частицами за время dt , т.е. $dx = u_x dt$, $dy = u_y dt$, $dz = u_z dt$. Подставим эти значения в левую часть уравнения (2-29), учитывая, что полная скорость u выражается через составляющие по осям координат $u^2 = u_x^2 + u_y^2 + u_z^2$:

$$\begin{aligned} \frac{du_x}{dt} u_x dt + \frac{du_y}{dt} u_y dt + \frac{du_z}{dt} u_z dt &= u_x du_x + u_y du_y + u_z du_z = \\ &= \frac{1}{2} d(u_x^2 + u_y^2 + u_z^2) = \frac{1}{2} d(u^2) \end{aligned}$$

В правой части уравнения (2-29) выражение $Xdx + Ydy + Zdz = dU$ - является полным дифференциалом силовой функции U (см. уравн. 2-9).

Т.к. мы рассматриваем установившееся движение, при котором гидродинамическое давление не зависит от времени, то трехчлен в скобках уравнения (2-29) представляет собой полный дифференциал давления:

$$\frac{\partial p}{\partial x} dx + \frac{\partial p}{\partial y} dy + \frac{\partial p}{\partial z} dz = dp.$$

Итак, уравнение (2-29) можно привести к виду:

$$\frac{1}{2} d(u^2) = dU - \frac{1}{\rho} dp,$$

или

$$\frac{1}{2} d(u^2) + \frac{1}{\rho} dp - dU \quad (2-30)$$

Уравнение (2-30) устанавливает связь между скоростью u , давлением p

и силовой функцией U для любого сечения струйки движущейся жидкости.

Проинтегрировав уравнение (2-30), получим

$$\frac{u^2}{2} + \frac{p}{\rho} - U = \text{const} \quad (2-31)$$

Т.е. для двух любых сечений элементарной струйки можем записать:

$$\frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} - U_1 = \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} - U_2 \quad (2-32)$$

Рассмотрим *частный* случай, когда из внешних объемных (массовых) сил на жидкость действует *только сила тяжести*. Тогда, силовая функция, соответствующая силе тяжести, может быть представлена, таким образом:

$$U = -gz$$

Подставляя значение U в уравнение (2-32), получим

$$\frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + gz_1 = \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + gz_2 \quad (2-33)$$

Ранее отмечалось, что все слагаемые отнесены к единице массы. Отнесем слагаемые уравнения (2-33) к единице веса жидкости, помня, что вес единицы массы равен g . Разделив левую и правую части уравнения на g , получим:

$$\frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho g} + z_1 = \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho g} + z_2 \quad (2-34)$$

Зависимость (2-34) является уравнением Бернулли для элементарной струйки идеальной жидкости, оно устанавливает связь между скоростью движения u , давлением p и геометрическим положением сечений струйки z . Впервые получено Даниилом Бернулли в 1738 г. в результате применения к движущейся жидкости закона сохранения энергии. Это уравнение дало возможность решать многие практические задачи гидравлики.

Геометрический и энергетический смысл уравнения

Бернулли для струйки идеальной жидкости.

Предположим, что центры тяжести живых сечений струйки 1-1 и 2-2 расположены на высотах z_1 и z_2 от плоскости сравнения 0-0 и что в этих центрах тяжести расположены пьезометрические трубки. Жидкость в каждой трубке поднимется на высоту $h = \frac{p}{\rho g}$, т.е. на пьезометрическую высоту.

Т.е. z_1 и z_2 представляют собой геометрические высоты центров тяжести соответствующих живых сечений струйки над плоскостью сравнения, а члены $\frac{p_1}{\rho g}$ и $\frac{p_2}{\rho g}$ пьезометрические высоты, отвечающие давлениям в указанных

центрах тяжести. Третий член уравнения $\frac{u^2}{2g}$ имеет ту же размерность, что и два других, т.е. [м] и представляет собой скоростную высоту, соответствующую скорости u и называется скоростным или динамическим напором. Отложим от т.А отрезок Аа равный пьезометрической высоте $\frac{p_1}{\rho g}$, а от т.В - отрезок Вb равный $\frac{p_2}{\rho g}$. Затем от точек а и b отложим отрезки aa' и bb' , соответствующие скоростным напорам $\frac{u_1^2}{2g}$ и $\frac{u_2^2}{2g}$.

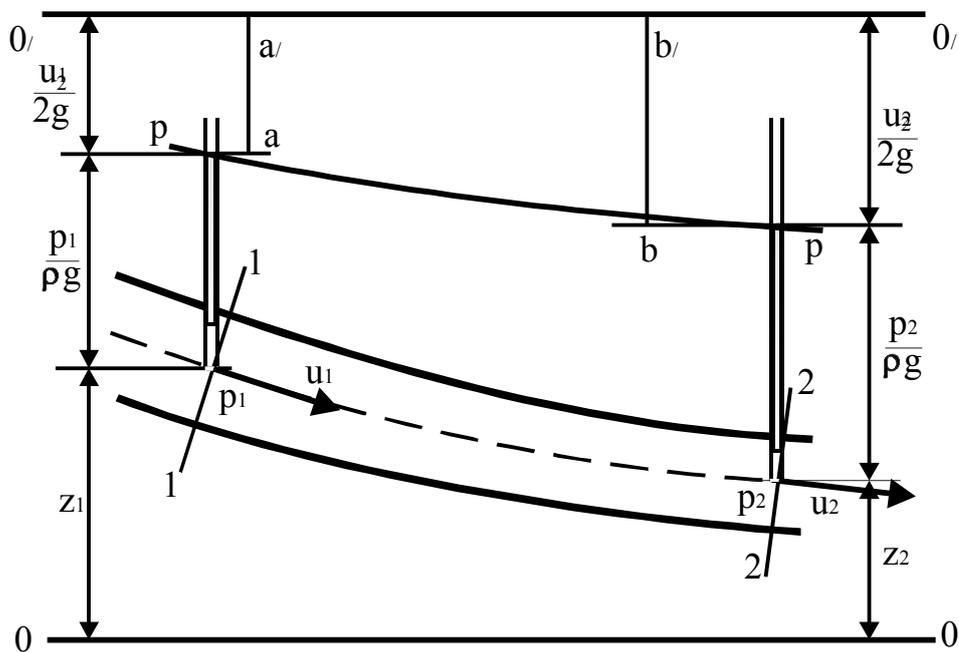


Рис.2.17.

Аналогичные построения можно сделать для ряда живых сечений, взятых вдоль элементарной струйки. Т.к. сумма трех членов $\frac{u^2}{2g}$, $\frac{p}{\rho g}$ и z для идеальной жидкости постоянна,

вдоль оси струйки, то вершины вертикальных отрезков aa' и bb' располагаются на одинаковых вертикальных расстояниях от плоскости сравнения 0-0', и вершины этих отрезков должны лежать в одной горизонтальной плоскости, называемой *напорной плоскостью* 0'-0'. В случае идеальной жидкости напорная плоскость является горизонтальной. Если плавно соединить уровни жидкости в пьезометрических трубках, то получим пьезометрическую линию $p-p$.

Сумма трех высот называется полным гидродинамическим напором и обозначается H_D . Следовательно, полный напор представляет собой сумму потенциального $H = z + \frac{p}{\rho g}$ и скоростного $h_{ск} = \frac{u^2}{2g}$ напоров, т.е. $H_D = H + h_{ск}$.

Все изложенное отражает геометрический смысл уравнения Бернулли.

Выясним физический смысл уравнения Бернулли. Рассмотрим частицу жидкости массой dm , которая движется по линии тока. Определим величину

полной энергии, которой обладает частица в сечениях 1-1 и 2-2. Полная энергия представляет собой сумму кинетической и потенциальной энергии.

Кинетическая энергия в сечении 1-1 равна $\frac{dm u_1^2}{2}$. Потенциальная энергия

относительно плоскости сравнения 0-0 равна произведению веса частицы на высоту ее подъема над этой плоскостью $dm g z_1$. В сечении 1-1 частица будет

поднята на высоту $z_1 + \frac{p_1}{\rho g}$, где $\frac{p_1}{\rho g}$ - высота, соответствующая давлению,

которое поднимет эту частицу, например, в пьезометрической трубке. В

сечении 2-2 частица, будет поднята на высоту $z_2 + \frac{p_2}{\rho g}$. Таким образом, в

сечении 1-1 частица обладает потенциальной энергией $dm g \left(z_1 + \frac{p_1}{\rho g} \right)$.

Аналогично в сечении 2-2: $dm g \left(z_2 + \frac{p_2}{\rho g} \right)$. Тогда полная энергия dE в сечениях будет равна:

$$\left. \begin{aligned} dE_1 &= \frac{dm u_1^2}{2} + dm g \left(z_1 + \frac{p_1}{\rho g} \right) \\ dE_2 &= \frac{dm u_2^2}{2} + dm g \left(z_2 + \frac{p_2}{\rho g} \right) \end{aligned} \right\} \quad (2-35)$$

Разделив почленно уравнения (2-35) на вес $dm g$, определим полную энергию жидкости, отнесенную к единице ее веса, т.е. удельную энергию de :

$$\left. \begin{aligned} de_1 &= \frac{dE_1}{dm g} = \frac{u_1^2}{2g} + z_1 + \frac{p_1}{\rho g} \\ de_2 &= \frac{dE_2}{dm g} = \frac{u_2^2}{2g} + z_2 + \frac{p_2}{\rho g} \end{aligned} \right\} \quad (2-36)$$

здесь: $\frac{u_1^2}{2g}$ и $\frac{u_2^2}{2g}$ - удельная кинетическая энергия; $\frac{p_1}{\rho g}$ и $\frac{p_2}{\rho g}$ - удельная

потенциальная энергия давления; z_1 и z_2 - удельная потенциальная энергия положения частицы в сечениях 1-1 и 2-2, соответственно.

Согласно уравнению Бернулли сумма трех указанных величин является постоянной, что приводит к равенству $de_1 = de_2$.

Сечения 1-1 и 2-2 взяты произвольно, поэтому можно записать:

$$de = \frac{u^2}{2g} + \frac{p}{\rho g} + z = \text{const} \quad (2-37)$$

Итак, сумма трех членов уравнения Бернулли есть сумма трех удельных энергий: удельной кинетической энергии, удельной потенциальной энергии давления и удельной потенциальной энергии положения. Для идеальной жидкости сумма трех удельных энергий (полный напор) по длине элементарной струйки постоянна.

В общем уравнение Бернулли является специальным выражением основного физического закона сохранения энергии.

Уравнение Бернулли для струйки реальной жидкости.

Если вместо идеальной жидкости рассматривать реальную, то уравнение Бернулли должно будет существенным образом измениться. При движении реальной жидкости ее полная удельная энергия или напор будет убывать по направлению движения. Причина этому - неизбежные затраты энергии на преодоление сопротивлений движению, обусловленные внутренним трением в вязкой (т.е. реальной) жидкости. Значит для струйки реальной жидкости полная удельная энергия в сечении 1-1 будет всегда больше, чем полная удельная энергия в следующем за ним сечении 2-2 на величину указанных потерь энергии, и уравнение Бернулли вследствие этого принимает вид:

$$\frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + z_1 = \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + z_2 + h' \quad (2-38)$$

Подобно тому, как три члена левой части этого уравнения и три первых члена правой его части представляют собой полную энергию жидкости соответственно в сечениях 1-1 и 2-2, так и величина h' , является мерой энергии, потерянной на преодоление сопротивлений при ее движении между указанными сечениями. Соответствующий этой потере удельной энергии напор называют потерей напора между сечениями 1-1 и 2-2. В соответствии с этим график уравнения Бернулли для струйки реальной (рис.2.16.) жидкости будет отличаться от аналогичного графика для идеальной жидкости. Поскольку в случае реальной жидкости полный напор вдоль струйки убывает по направлению движения, напорную линию изображают не горизонтальной прямой (как в случае идеальной жидкости), а некоторой кривой $0'-0'$. Для характеристики движения вязкой реальной жидкости пользуются понятиями гидравлический и пьезометрический уклоны потока. Гидравлическим уклоном i называется падение полного напора, отнесенное к единице длины, измеряемой вдоль струйки. Средний гидравлический уклон на участке между двумя сечениями 1-1 и 2-2 определяется:

$$i = \frac{h'}{L} \quad (2-39)$$

Пьезометрическим уклоном i_p называется изменение потенциального напора, отнесенное к единице длины:

$$i_p = \frac{\left(z_1 + \frac{p_1}{\rho g} \right) - \left(z_2 + \frac{p_2}{\rho g} \right)}{L} \quad (2-40)$$

Уклоны i и i_p - отвлеченные, безразмерные величины.

Уравнение Бернулли для потока реальной жидкости.

Выведем уравнение Бернулли для установившегося потока вязкой (реальной) жидкости, состоящего из совокупности элементарных струек. Воспользуемся уравнением (2-33) для элементарной струйки. Т.к. мы предполагаем, что поток состоит из совокупности элементарных струек, то уравнение Бернулли для целого потока может быть получено путем суммирования (интегрирования) полных энергий всех элементарных струек, составляющих поток, и потерь энергии, в них происшедших.

Проинтегрировав уравнение (2-38) по живому сечению потока, получим уравнение Бернулли для потока реальной жидкости:

$$\frac{\alpha_1 v_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + z_1 = \frac{\alpha_2 v_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + z_2 + h \quad (2-41)$$

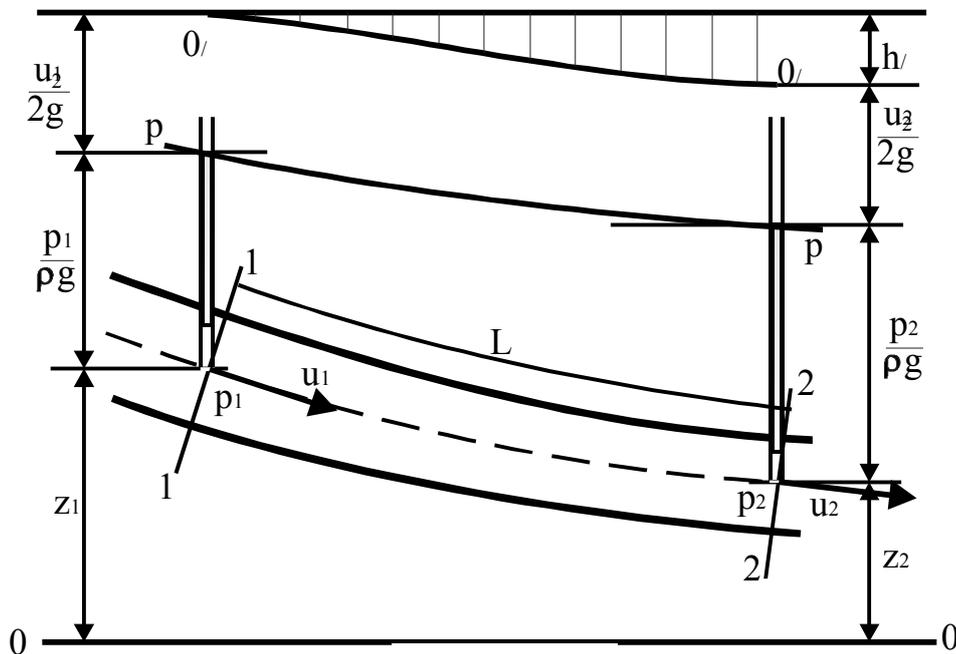


Рис.2.18.

Т.е. мы установили, что уравнение Бернулли для целого потока вязкой жидкости по своему построению аналогично уравнению Бернулли для элементарной струйки. Как бы увеличили элементарную струйку до размеров целого потока. Отметим важное отличие. Удельная кинетическая энергия или скоростной напор в уравнении Бернулли для потока реальной жидкости рассчитывается по **средней скорости** v движения жидкости.

Новым элементом здесь являются коэффициенты кинетической энергии (коэффициент Кориолиса) α , величина которых зависит от степени неравномерности распределения скоростей по живому сечению потока; они корректируют величину кинетической энергии при определении ее по **средним скоростям** v в соответствующих живых сечениях 1-1 и 2-2. Коэффициент α определяется опытным путем на основании специальных измерений скоростей в различных точках потока жидкости. Для ламинарного режима в круглых трубах $\alpha=2,0$, а для турбулентного (развитого) $\alpha=1,05-1,1$. Уравнение (2-41) является уравнением Бернулли для целого потока реальной жидкости. При этом сумма трех его членов - есть сумма трех

удельных энергий целого потока вязкой жидкости в сечениях 1-1 и 2-2: $\frac{\alpha v^2}{2g}$ - удельная кинетическая

энергия потока; $\frac{p}{\rho g}$ - удельная потенциальная энергия давления; z - удельная энергия положения; h -

потери энергии, происшедших при движении реальной (вязкой) жидкости от первого сечения ко второму.

Как уже указывалось, удельная энергия в гидравлике называется напором, поэтому уравнения Бернулли в геометрической интерпретации может быть представлено: $H_{д1} = H_{д2} + h$, где $H_{д1}$ - полный напор потока в сечении 1-1; $H_{д2}$ - полный напор потока, в сечении 2-2; h - потери напора между сечениями 1-1 и 2-2.

Виды гидравлических сопротивлений.

При движении жидкости различают два вида сопротивлений и, соответственно, два вида потерь напора:

- 1) потери напора по длине (сопротивления по длине);
- 2) местные потери напора (местные сопротивления).

Потери напора обуславливаются наличием трения жидкости о стенки, ограничивающие поток, а также действием сил внутреннего трения. Потери напора, по длине распределяются равномерно по длине потока. Местные потери - это потери напора, возникающие в местах изменения живого сечения или конфигурации потока (то есть происходит резкое местное изменение величины и/или направлений его скоростей).

Ламинарный режим.

Основное уравнение равномерного движения.

Рассмотрим (рис.2.19.) поток жидкости произвольной формы, имеющий по длине постоянное живое сечение S и наклоненное к горизонту под углом α . Выделим в потоке сечениями 1-1 и 2-2 отсек ABCD длиной L . Обозначим давления в центрах тяжести живых сечений 1-1 и 2-2 соответственно p_1 и p_2 , геометрические высоты центров тяжести z_1 и z_2 (отметим, что $\sin \alpha = \frac{z_2 - z_1}{L}$).

В условиях равномерного движения внешние силы, приложенные к жидкости, должны быть равны силам сопротивления, поэтому сумма проекций внешних сил на любую ось должна быть равна сумме проекций сил сопротивления на ту же ось (т.е. сумма проекций всех внешних сил, приложенных к указанному объему, на любую ось должна быть равна нулю). На выделенный объем действуют внешние силы: - силы давления F_1 и F_2 нормальные к этим сечениям:

$F_1 = p_1 S_1 = p_1 S$; $F_2 = p_2 S_2 = p_2 S$ ($S_1 = S_2 = S$. т.к. равномерное движение);

- силы гидродинамического давления p_n на боковую поверхность отсека

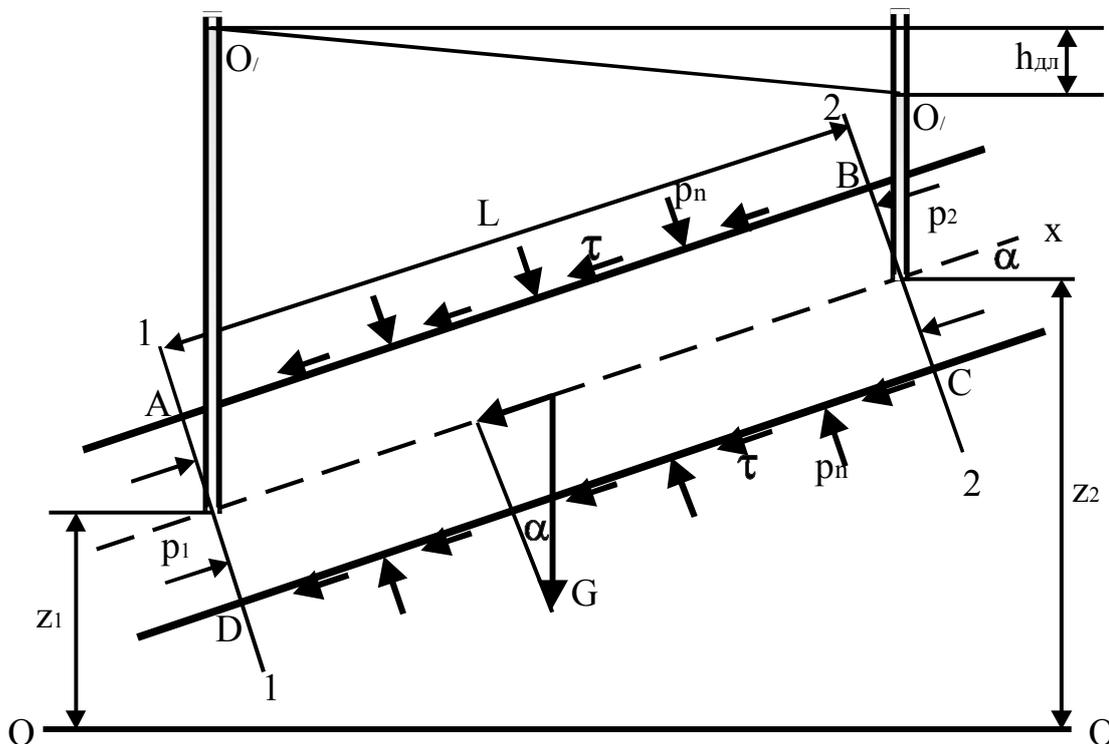


Рис.2.19.

ABCD со стороны окружающей его жидкости, направлены перпендикулярно к этой поверхности;

- сила тяжести (вес отсека), направлена по вертикали вниз: $G = \rho g S L$;

- силы сопротивления движению T , приложены вдоль поверхности стенок отсека. Обозначим через τ силу трения, приходящуюся на единицу поверхности (т.е. касательные напряжения): $T = \tau \Pi L$ - эта сила направлена параллельно оси, но в сторону, обратную течению. Здесь Π - смоченный периметр (2-20).

Составим уравнения проекций внешних сил на ось $x-x$ (с учетом того, что p_n не дают проекции на эту ось).

$$F_1 - F_2 - G \sin \alpha - T = 0, \text{ или}$$

$$p_1 S - p_2 S - \rho g S L \frac{z_2 - z_1}{L} = \tau \Pi L$$

разделим все члены последнего уравнения на $\rho g S$:

$$\frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_2}{\rho g} - z_2 - z_1 = \frac{\tau \Pi L}{\rho g S}, \text{ или}$$

$$\left(\frac{p_1}{\rho g} + z_1 \right) - \left(\frac{p_2}{\rho g} + z_2 \right) = \frac{\tau \Pi L}{\rho g S},$$

так как кинетические энергии в сечениях 1-1 и 2-2 равны (равны площади сечений, значит, и скорости равны), то левая часть уравнения выражает потери напора на длине отсека (см.2-41):

$$h = h_{\text{дл}} = \frac{\tau \Pi L}{\rho g S} \quad (2-42)$$

основное уравнение равномерного движения.

Таким образом, сопротивления, возникающие при равномерном движении вязкой жидкости, прямо пропорциональны длине потока, смоченному периметру, напряжению силы трения на стенке и обратно пропорциональны площади живого сечения потока. Учтем, что $\frac{S}{\Pi} = R_{\Gamma}$ (2-20),

тогда уравнение (2-42) будет иметь следующий вид $h_{\text{дл}} = \frac{\tau L}{R_{\Gamma} \rho g}$.

Разделим на L : $\frac{h_{\text{дл}}}{L} = \frac{\tau}{R_{\Gamma} \rho g}$. Т.к. $\frac{h_{\text{дл}}}{L} = i$ (см. 2-39), получим:

$$\tau = i R_{\Gamma} \rho g = i R_{\Gamma} \gamma \quad (2-43)$$

наиболее часто употребляемый вид основного уравнения равномерного движения.

Потери напора по длине и распределение скоростей по живому сечению при ламинарном режиме

в условиях установившегося движения.

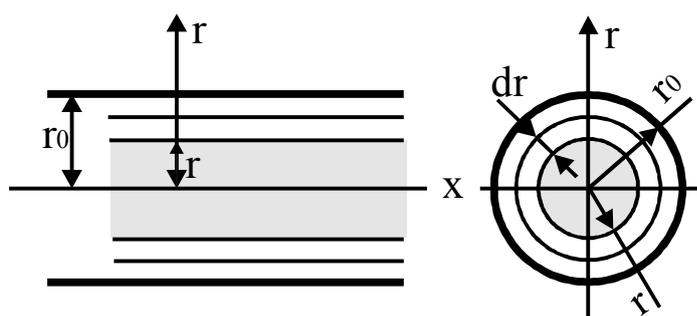


Рис.2.20.

Рассмотрим наиболее интересный и важный для нас случай движения вязкой жидкости в напорном трубопроводе (рис.2.20.) круглого сечения радиусом r_0 . Совместим ось $x-x$ с осью трубы и наметим ось r по направлению измерения диаметра. Выделим внутри трубы цилиндрический столб движущейся жидкости радиусом r (заштрихован).

Для продольного касательного напряжения трения τ по боковой поверхности жидкого столба можно записать два выражения:

-1 согласно закону Ньютона (2-6): $\tau = -\mu \frac{du}{dr}$

-2 согласно уравнению равномерного движения (2-43): $\tau = \gamma R_{\Gamma} i = \gamma \frac{r}{2} i$

(где $R_{\Gamma} = \frac{\pi r^2}{2\pi r} = \frac{r}{2}$).

Решая совместно эти два уравнения относительно скорости u , получим:

$$du = -\frac{1}{2} \frac{\gamma}{\mu} i r dr. \text{ Интегрируя это уравнение получаем:}$$

$$u = -\frac{\gamma}{4\mu} i r^2 + C. \text{ Постоянную интегрирования } C \text{ находим из следующего}$$

условия: при $r = r_0$ $u=0$. Окончательно

$$u = \frac{\gamma}{4\mu} i (r_0^2 - r^2) \quad (2-44)$$

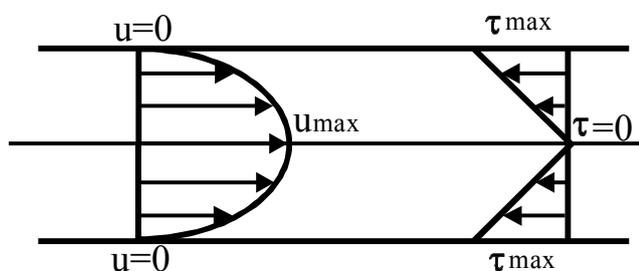


Рис.2.21.

т.е. скорость изменяется по параболическому закону (рис.2.21). Причем при $\tau=0$ (в центре трубы) скорость максимальна $u_{\max} = \frac{\gamma}{4\mu} i r_0^2$.

Или подставив это выражение в (2-44) получим **закон Стокса**:

$$u = u_{\max} \left(1 - \frac{r^2}{r_0^2} \right) \quad (2-45)$$

Из выражения (2-6) следует, что величина напряжения сил трения изменяется по живому сечению трубы по линейному закону. При этом τ_{\max} при $r=r_0$ (у стенки) и $\tau = 0$ при $r = 0$ (в центре трубы).

Определим расход жидкости, проходящей по трубе. Элементарный расход жидкости, проходящей через элементарную часть площади живого сечения в виде кольца толщиной dr , имеющего радиус r (рис.2.18.):

$$dQ = u dS = u 2\pi r dr = \frac{\gamma}{4\mu} i (r_0^2 - r^2) 2\pi r dr$$

Интегрируя по всей площади живого сечения

$$Q = \frac{1}{2} \frac{\gamma}{\mu} \pi i \int_{r=0}^{r=r_0} (r_0^2 - r^2) r dr = \frac{1}{8} \pi \frac{\gamma}{\mu} i r_0^4 = \frac{1}{128} \pi \frac{\gamma}{\mu} i d^4 \quad (2-46)$$

- закон (формула) Гагена-Пуазейля.

Средняя скорость:

$$v = \frac{Q}{S} = \left(\frac{1}{128} \pi \frac{\gamma}{\mu} i d^4 \right) / \frac{\pi d^2}{4} = \frac{\gamma}{32\mu} i d^2 = \frac{\gamma}{32\mu} \frac{h_{\text{ДЛ}}}{L} d^2 \quad (2-47)$$

Откуда:

$$h_{\text{дл}} = \frac{32\mu}{\gamma} \frac{v}{d^2} L = \frac{32\nu}{g} \frac{v}{d^2} L \quad (2-48)$$

Сопоставляя выражения (2-47) и (2-44) можно видеть, что в круглой трубе при ламинарном режиме движения **средняя скорость v в два раза меньше максимальной**, т.е. $v = \frac{1}{2} u_{\text{max}}$.

Из (2-48) видно, что потери напора по длине при ламинарном режиме движения пропорциональны **первой степени скорости**.

Установим выражение для гидравлического уклона. Разделим почленно уравнение (2-48) на L : $\frac{h_{\text{дл}}}{L} = i = \frac{32\nu}{g} \frac{v}{d^2}$, или, помножив и поделив на $2v$, перепишем в виде $i = \frac{2 \cdot 32\nu}{v d} \frac{v^2}{2g d} = \frac{64\nu}{v d} \frac{v^2}{2g d}$, а т.к. $\frac{v d}{\nu} = \text{Re}$, то $i = \frac{64}{\text{Re}} \frac{v^2}{2g d}$ (2-49)

Следовательно, гидравлический уклон при ламинарном режиме движения зависит от числа Re ; выражение $\frac{64}{\text{Re}}$ обозначают $\lambda = \frac{64}{\text{Re}}$ (2-50) и называют коэффициентом гидравлического трения.

Окончательно формула для определения потери напора по длине может быть записаны:

$$h_{\text{дл}} = \lambda \frac{L}{d} \frac{v^2}{2g} \quad (2-51)$$

-формула Дарси-Вейсбаха.

Турбулентный режим движения

В технологических аппаратах наиболее часто встречается не ламинарный, а турбулентный режим движения. Многочисленные попытки подойти к исследованию турбулентного режима, методами математического анализа оканчивались неудачей из-за невозможности охватить с помощью законченной теории наблюдаемые многообразные и сложные явления. В турбулентном потоке каждая отдельно взятая частица жидкости движется по сложной криволинейной траектории. Т.е. описать уравнениями движение частиц практически невозможно. Современная гидродинамика при изучении турбулентного режима использует в основном статистический метод исследования, рассматривающий какие-то “сглаженные”, средние по времени, характеристики потока. И на основании всестороннего теоретического и экспериментального исследований с помощью этого метода можно установить основные закономерности и дать их количественную оценку. Рассмотрим некоторый поток жидкости при турбулентном режиме. Несмотря на то, что каждая частица участвует как в продольных, так и поперечных движениях, все же можно установить главное направление движения - движение частиц вдоль оси потока, т.к. каждая из них, в конце

концов, перемещается в этом направлении. Отметим t_0 (рис.2.22.) в пространстве, заполненном движущейся жидкостью. Через нее будут проходить различные частицы жидкости, причем скорости будут различны не только по величине, но и по направлению. Скорости движения частиц жидкости в данной точке в данный момент времени называют мгновенными местными скоростями в данной точке или просто мгновенными скоростями.

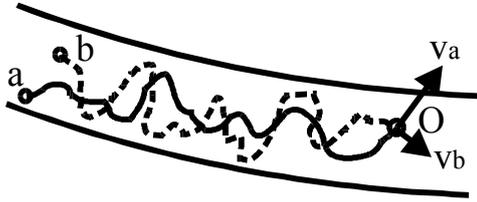


Рис.2.22.

Любую мгновенную скорость можно разложить на составляющие. Изобразим графически (рис.2.23.) изменения этих составляющих в зависимости от времени (допустим продольную составляющую скорости, имеющей наибольшие значения для практических целей). Эти графики называют

графиками пульсаций. Поскольку мгновенная скорость в данной точке не постоянна, а изменяется во времени, в гидродинамике для удобства исследования потока вводится понятие **усредненной скорости** (\bar{v}) - т.е. средней скоростью в данной точке за достаточно большой промежуток

времени: $\bar{v} = \frac{\int_0^t v dt}{t}$. Усредненную скорость иногда называют средней местной скоростью.

Разность между истинным и усредненным значениями мгновенной местной скорости называется

пульсационной скоростью или пульсационной добавкой: $v' = v - \bar{v}$.

Понятие усредненной скорости не следует смешивать (нельзя!) с понятием средней скорости, представляющей собой не среднюю по времени скорость в данной точке, а среднюю скорость для всего поперечного сечения. В гидродинамике вводится понятие интенсивности турбулентности:

$$I_T = \frac{v'}{v}$$

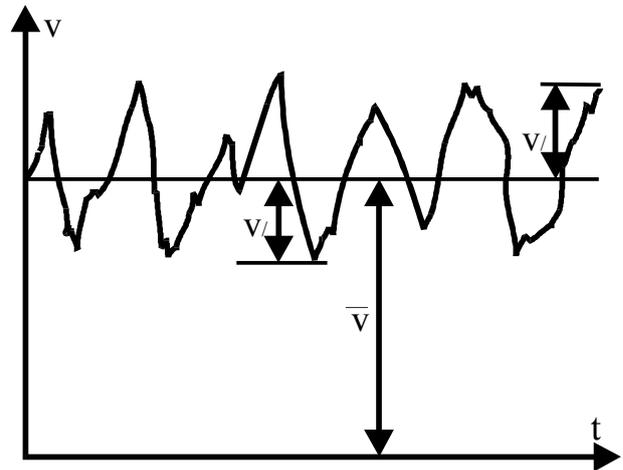


Рис.2.23.

Профиль осредненных во времени скоростей отличается от графика скоростей при ламинарном режиме движения, т.е. **не параболический**, -

вершина имеет более широкую вершину. И средняя скорость $v_{cp} \neq 0,5 \overline{v_{max}}$, а значительно больше, причем это соотношение зависит от Re .

В турбулентном потоке всегда наблюдается пульсация скоростей, вследствие чего между соседними слоями жидкости возникает обмен частицами, вызывающий непрерывное перемешивание жидкости. Однако, у стенок, ограничивающих поток, создаются особые условия для движения жидкости (рис.2.24.). Многочисленными экспериментами было установлено, что скорости течения жидкости непосредственно на самой поверхности стенок вследствие прилипания к ним смачивающей жидкости, равны нулю; на весьма малом расстоянии от стенок скорости достигают значительной величины; в более удаленных от стенок точках сечения происходит дальнейшее (но уже более медленное) увеличение скорости.

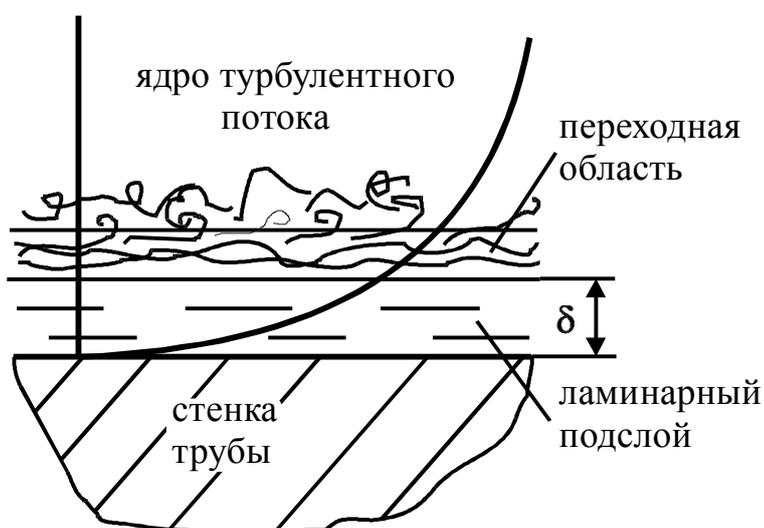


Рис.2.24.

одинаковой для всех частиц жидкости осредненной скоростью. Наличие подслоя доказано экспериментально. Толщина весьма мала, обычно определяется долями мм и зависит от Re . Несмотря на малую толщину, вязкий подслой оказывает решающее влияние на интенсивность тепло- и массопереноса.

Касательные напряжения в турбулентном потоке

Полное суммарное касательное напряжение τ , возникающее в турбулентном потоке, определяют как сумму двух напряжений - вязкостного τ_B , вызываемого внутренним трением жидкости, и инерционного τ_{II} , обусловленного турбулентным перемешиванием: $\tau = \tau_B + \tau_{II}$. Первое из них находится по уравнению (2-6). Второе слагаемое обусловливается пульсационными добавками скорости, зависимость которых от осредненных характеристик турбулентного потока до сих пор полностью не установлена. Наиболее известным является решение, полученное на основе

полуэмпирической теории Прандтля, согласно которой $\tau_{II} = \rho L^2 \left(\frac{dv}{dn} \right)^2$. Здесь

L - длина пути перемешивания. При турбулентном движении помимо

На основании этих предпосылок Л. Прандтлем (30-е годы XX в.) была предложена схематизированная модель турбулентного потока. По этой схеме у стенок образуется весьма тонкий слой, в котором скорость изменяется не скачкообразно, а непрерывно и движение жидкости происходит по законам ламинарного режима. Основная часть потока (ядро), связанная с этим слоем, называемым вязким (или ламинарным) подслоем, короткой переходной зоной, движется турбулентно с почти

продольного движения, имеется еще и поперечное перемещение частиц со скоростью v' (пульсационная скорость). Поэтому физически длину пути перемешивания можно представить как путь, который должна пройти в поперечном направлении частица жидкости относительно остальной ее массы, чтобы в результате смешения с окружающим турбулентным потоком потерять свою пульсационную составляющую скорости.

Таким образом суммарное касательное напряжение равно:

$$\tau = \tau_B + \tau_{II} = \mu \frac{dv}{dn} + \rho L^2 \left(\frac{dv}{dn} \right)^2 \quad (2-52)$$

При ламинарном режиме, когда перемешивание не происходит, длина пути перемешивания $L=0$ и уравнение превращается в обычное для этого случая уравнение (2-6). При турбулентном режиме, который характеризуется интенсивным перемешиванием, значением τ_B пренебрегают и полное напряжение определяют как $\tau = \rho L^2 \left(\frac{dv}{dn} \right)^2$. Таким образом при большой турбулентности потока ($Re \gg 10000$) можно считать, что касательное напряжение будет пропорционально плотности жидкости и **квадрату** градиента скорости. Если турбулентный режим характеризуется небольшими числами вязкостное напряжение соизмеримо с инерционным и полное напряжение будет пропорционально скорости в степени, несколько **меньше второй**.

Понятие о гидравлически гладких и гидравлически шероховатых трубах.

На механизм турбулентного потока большое влияние оказывает состояние ограничивающих его твердых стенок, всегда обладающих в той или иной степени известной шероховатостью. Шероховатость характеризуется величиной и формой различных выступов и неровностей, имеющих на стенках и зависит от материала и их обработки. С течением времени шероховатость изменяется от появления ржавчины, коррозии, осадков и др. В качестве основной характеристики шероховатости служит так называемая абсолютная шероховатость Δ , представляющая собой среднюю величину выступов и неровностей. Пределы Δ от 0,05мм (новые цельнотянутые трубы) до 2,0 мм (старые стальные). В случае, если выступы шероховатости меньше толщины вязкого (ламинарного) подслоя, т.е. если $\Delta < \delta$, тогда неровности стенки будут полностью погружены в этот слой, турбулентная часть потока не будет входить в непосредственное соприкосновение со стенками и потери энергии (напора.) не будут зависеть от шероховатости, а будут обусловлены лишь свойствами самой жидкости. Такие трубы называются **гидравлически гладкими**.

Если же $\Delta > \delta$, неровности стенок будут выступать в турбулентную область, увеличивая тем самым беспорядочность движения и существенным образом влияя на потерю энергии. В этом случае трубы называют **гидравлически шероховатыми**.

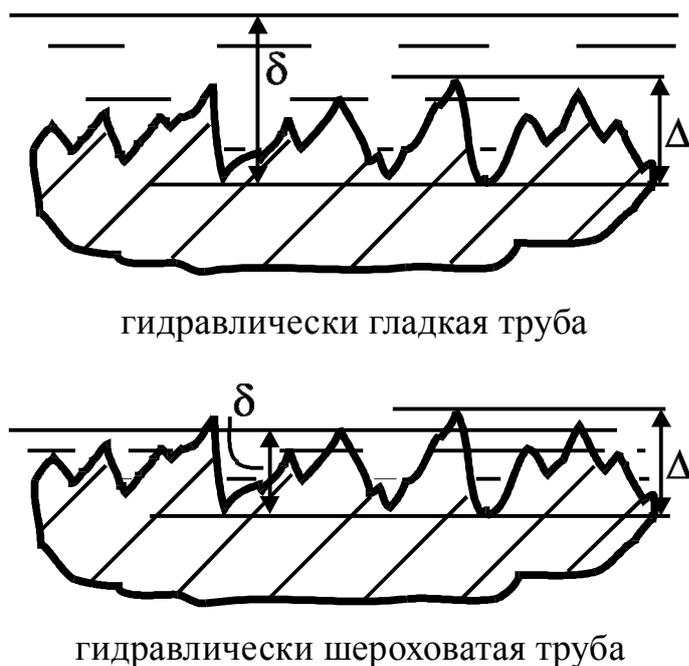


Рис.2.25.

Такое деление условно, т.к. величина δ не постоянна и уменьшается с увеличением Re . Следовательно, одна и та же труба (стенка) в зависимости от Re может быть и гидравлически гладкой и шероховатой.

Для характеристики влияния шероховатости на гидравлические сопротивления в гидравлике вводится понятие относительной шероховатости ε , под которой понимают безразмерное отношение абсолютной шероховатости к некоторому линейному размеру, например, радиусу трубы: $\varepsilon = \Delta/r$. Иногда вводится понятие относительной гладкости: $\varepsilon' = r/\Delta$. На гидравлические сопротивления влияет не только абсолютное

значение шероховатости, но в значительной степени и форма выступов, густота и характер их расположения. Различают стенки с равномерной (обычно в лабораторных исследованиях) и неравномерной (практически) шероховатостью. При гидравлических расчетах используют понятие так называемой эквивалентной шероховатости. Эта шероховатость представляет собой такую величину выступов однородной абсолютной шероховатостью, которая дает при подсчетах одинаковую с действительной шероховатостью величину потери напора.

Потери напора по длине при турбулентном равномерном установившемся движении жидкости.

Как показывают опыты, потеря напора по длине может быть выражена через скоростной напор. В общем случае зависимость для потери напора, по

длине записывается так: $h_{ДЛ} = \lambda \frac{L}{4R_{Г}} \frac{v^2}{2g}$ (2-53), где L - длина потока, $R_{Г}$ -

гидравлический радиус. Для круглых труб ($4R_{Г}=d$) получим **формулу Дарси-Вейсбаха**:

$$h_{ДЛ} = \lambda \frac{L}{d} \frac{v^2}{2g} \quad (2-54)$$

где λ - коэффициент гидравлического трения. В случае ламинарного режима движения была получена теоретическая формула для коэффициента гидравлического трения (2-50).

При турбулентном режиме движения жидкости коэффициент λ находится по эмпирическим формулам. В общем случае коэффициент гидравлического трения зависит от числа Re и от шероховатости стенок русла Δ , т.е. $\lambda=f(Re,\Delta)$.

Вопросу влияния различных факторов на значение посвящено большое число экспериментальных и теоретических работ. Большой вклад в решение этого вопроса внес И. Никурадзе (1932 г.). Опыты проводились в трубах с искусственной однородной шероховатостью. В трубах с такой шероховатостью при различных расходах определялась потеря напора и по формуле (2-54) вычислялся коэффициент гидравлического трения и строился график $\lambda=f(Re)$. В области ламинарного режима ($Re < 2300$ или $\lg Re < 3,36$) все опытные точки независимо от шероховатости уложились на одну прямую I. Следовательно, в этом случае λ зависит только от критерия Рейнольдса Re и не зависит от шероховатости. При значениях Re от 2300 до 3000 λ быстро возрастает с увеличением Re , оставаясь одинаковым для различных значений шероховатости. В области турбулентного режима ($\lg Re > 3,48$ т.е. $Re > 3000$) начинает сказываться влияние шероховатости, при этом чем больше шероховатость, тем выше значение λ для одних и тех же чисел Re . Для труб с большой шероховатостью λ постепенно возрастает с увеличением Re , достигая некоторого постоянного значения. Для труб с малой шероховатостью опытные точки в некотором интервале располагаются вдоль наклонной прямой II (так называемая прямая Блазиуса для “гладких” труб). Отклонение от этой прямой наступает тем раньше, чем больше шероховатость. При этом λ тоже стремится к некоторому определенному пределу (III). Это так называемая область вполне “шероховатых труб”, отвечающая квадратичному закону сопротивления (т.е. $\tau \cong v^2$ или $h_{дл} \cong m^2$). Таким образом всю область чисел на графике Никурадзе можно разделить на пять зон:

- 1 - ламинарный режим, $\lambda=f(Re)$;
- 2 - переходная из ламинарного в турбулентный режим, $\lambda=f(Re)$;
- 3 - область "гидравлически гладких" труб при турбулентном режиме, $\lambda=f(Re)$; $40 r/\Delta < Re < 80 r/\Delta$;
- 4 - область шероховатых труб (доквадратичная область смешанного трения при турбулентном режиме, $\lambda=f(Re,\Delta)$; $80 r/\Delta < Re < 1000 r/\Delta$;
- 5 - область вполне шероховатых труб (квадратичная или автомодельная область) при турбулентном режиме, $\lambda=f(\Delta)$; $Re > 1000 r/\Delta$.

Основные закономерности, установленные Никурадзе, были в дальнейшем подтверждены и развиты рядом исследователей. В настоящее время, при определении коэффициента λ , предпочтение отдают графику Г.А. Мурина. (или график ВТИ), который приводится практически во всех книгах по гидравлике. Во многих случаях предпочтительней пользоваться для определения не графиком, а расчетными зависимостями. Для зоны гладкого

трения рекомендуют формулу Блазиуса: $\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}}$ или формулу Конакова:

$$\lambda = \frac{1}{(1,8 \lg Re - 1,5)^2}$$

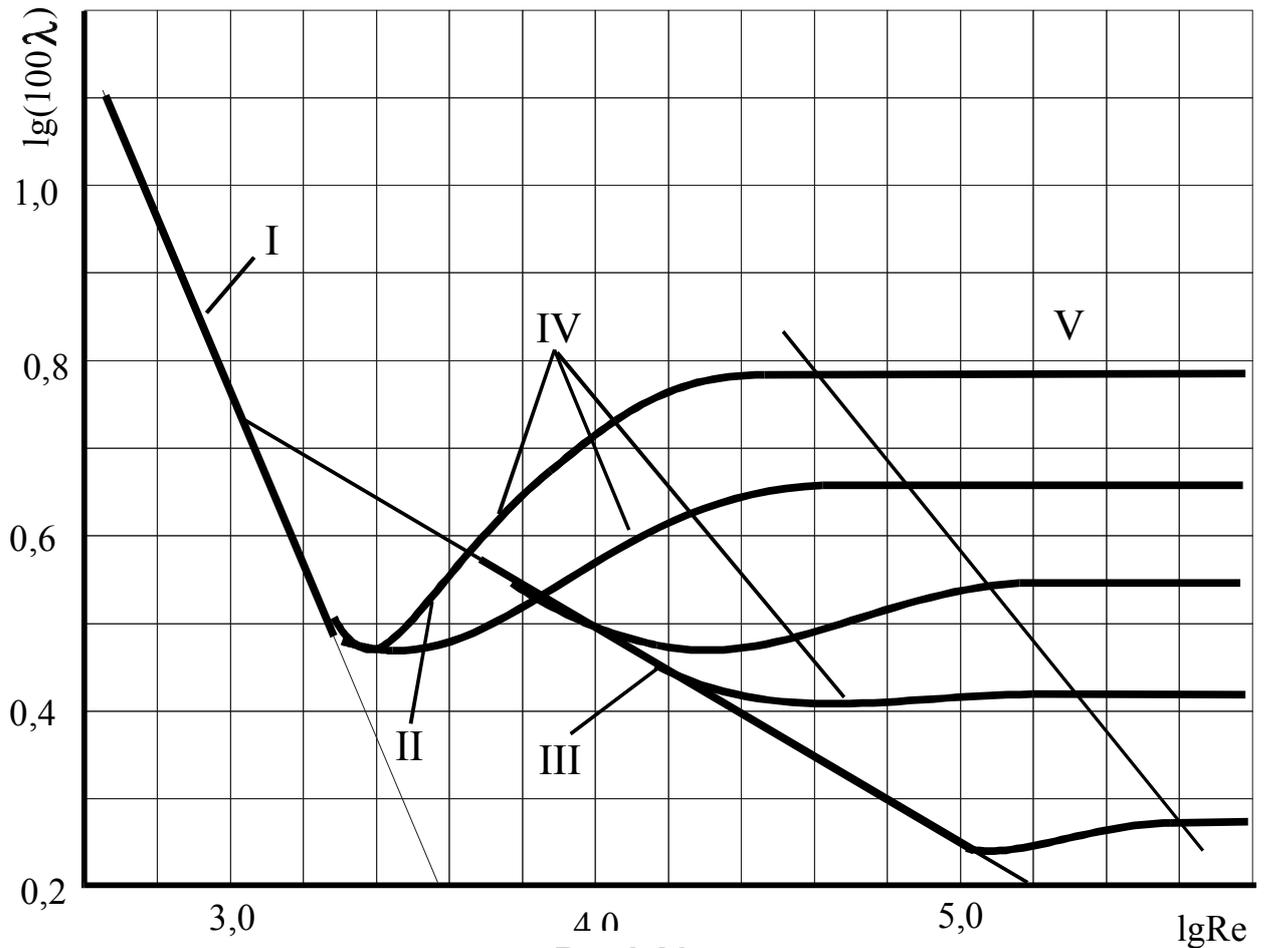


Рис.2.26.
1 и с. 20

Более универсальная формула Кольбрука-Уайта, применимая для всей области турбулентного течения: $\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left(\frac{\Delta}{3,7d} + \frac{2,51}{Re \sqrt{\lambda}} \right)$. Известна

формула А.Д. Альтшуля: $\lambda \approx 0,11 \left(\frac{\Delta}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0,25}$. В квадратичной области

вполне шероховатых труб - формула Б.Л.Шифринсона $\lambda \approx 0,11 \left(\frac{\Delta}{d} \right)^{0,25}$.

Кроме формулы Дарси-Вейсбаха для определения потери напора по длине можно пользоваться целым рядом так называемых "специальных" формул (формулы Шези, Павловского и т.д.).

Потери напора в местных сопротивлениях

Как уже указывалось, помимо потерь напора по длине потока могут возникать и, так называемые, местные потери напора. Причиной последних, например в трубопроводах, являются разного рода конструктивные вставки (вход и выход трубы из резервуара, тройники, колена, сужения и расширения трубопровода, задвижки, вентили и др.), необходимость которых вызывается условиями монтажа и эксплуатации трубопровода.

Местные сопротивления вызывают изменение скорости движения

жидкости по величине, направлению или величине и направлению одновременно.

В практических расчетах местные потери определяют по формуле Вейсбаха, выражающей потери пропорционально скоростному напору:

$$h_M = \zeta \frac{v^2}{2g}, \quad (2-55)$$

где v - средняя скорость движения жидкости в сечении потока за местным сопротивлением;

ζ - безразмерный коэффициент, называемый коэффициентом местного сопротивления. Значение ζ устанавливают как правило опытным путем.

Исследованию местных сопротивлений посвящено большое число работ, в основном экспериментальных. Установлено, что ζ зависит не только от вида самого местного сопротивления, но и от характера режима движения жидкости, т.е. от критерия Рейнольдса Re . До настоящего времени, однако, вопрос о местных сопротивлениях при ламинарном режиме исследован еще недостаточно полно. Значительно более обстоятельно исследован вопрос о местных сопротивлениях при турбулентном режиме. Установлено, что в этом случае изменение ζ в зависимости от Re незначительны, и при практических расчетах считают зависимым только от характера и конструктивного оформления местного сопротивления.

Значения коэффициентов местного сопротивления приводятся в специальной литературе.

Сложение потерь напора

Во многих случаях при движении жидкости в различных гидравлических системах имеют место одновременно потери напора на трение по длине и местные потери. Полная потеря напора в подобных случаях определяется как арифметическая сумма потерь всех видов т.е.:

$$h = h_{ДЛ} + h_M = \lambda \frac{L}{d} \frac{v^2}{2g} + \sum_{i=1}^n \zeta_i \frac{v^2}{2g} = \left(\lambda \frac{L}{d} + \sum_{i=1}^n \zeta_i \right) \frac{v^2}{2g} = \zeta_C \frac{v^2}{2g} \quad (2-56)$$

Выражение, стоящее в скобках, называют коэффициентом сопротивления системы ζ_C .

Данный принцип сложения потерь напора справедлив только для случая, когда расстояние между отдельными местными сопротивлениями достаточно велико. В противном случае проводят специальные исследования по изучению явления интерференции (взаимное влияние) местных сопротивлений.

Истечение жидкости через отверстия и насадки

Истечение жидкости из отверстия - одна из основных задач гидравлики. Задача об истечении сводится к определению скорости истечения и расхода вытекающей жидкости. Наиболее просто и точно эта задача решается в случае, когда напор одинаков по всему поперечному сечению отверстия.

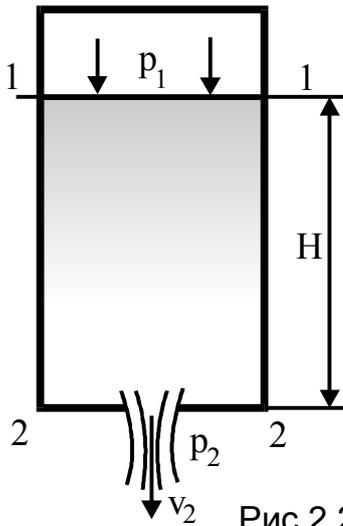


Рис.2.27.

Рассмотрим (рис.2.27.) случай истечения жидкости из горизонтального отверстия в дне сосуда. Пусть давление на свободной поверхности p_1 , давление в среде, в которую происходит истечение p_2 (в общем случае эти давления отличны от атмосферного давления). Уровень жидкости в сосуде поддерживается постоянным, следовательно, движение установившееся. Для идеальной жидкости составим уравнение Бернулли для сечений 1-1 и 2-2. Площади сечений обозначим F и f . Плоскость сравнения 0-0 проведем через сечение 2-2.

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

Из уравнения постоянства расхода $Q = v_1 F = v_2 f$ $v_1 = v_2 \frac{f}{F}$, тогда

$$H + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} \left(\frac{f}{F}\right)^2 = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g}$$

Отсюда найдем теоретическую скорость истечения:

$$v_T = v_2 = \sqrt{\frac{2g \left(H + \frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_2}{\rho g} \right)}{1 - \left(\frac{f}{F}\right)^2}} \quad (2-57)$$

Практически $F \gg f$ и отношением f/F можно пренебречь. В частном случае, когда $p_1 = p_2 = p_{\text{АТМ}}$ (т.е. сосуд открыт и истечение происходит в атмосферу) получим формулу Торричелли:

$$v_T = \sqrt{2gH} \quad (2-58)$$

Зная скорость истечения, определим теоретический расход жидкости:

$$Q_T = v_T f \quad (2-59)$$

При истечении реальной жидкости будут возникать потери напора в самом отверстии (т.е. потери напора могут быть отнесены к категории местных потерь). Особенностью этих потерь является то, что они обуславливаются торможением скорости вследствие трения жидкости о стенку и образованием пограничного слоя на поверхности струи, что приводит к неравномерности распределения скоростей. Поэтому действительная скорость истечения:

$$v_D = \frac{1}{\sqrt{1+\zeta}} \sqrt{2gH} \quad (2-60)$$

здесь ζ - коэффициент местного сопротивления при истечении жидкости через отверстие.

Таким образом действительная скорость истечения будет меньше теоретической, т.к. некоторая часть энергии затрачивается на преодоление гидравлического сопротивления.

Отношение действительной скорости истечения к теоретической называется коэффициентом скорости φ :
$$\varphi = \frac{v_D}{v_T} = \frac{1}{\sqrt{1+\zeta}}.$$

Струя жидкости при истечении претерпевает значительные изменения. Частицы жидкости в плоскости отверстия движутся по не параллельным траекториям, что обуславливает уменьшение площади поперечного сечения струи по выходе из отверстия. Например, при истечении из отверстия в тонкой стенке с острыми кромками струя жидкости испытывает сжатие и площадь ее сечения на некотором расстоянии от отверстия оказывается меньше площади отверстия. При этом в случае истечения через некруглые отверстия наблюдается также изменение формы струи (явление инверсии струи). В случае круглого отверстия струя со всех сторон подвергается одинаковому сжатию и в сжатом сечении также имеет форму круга (эллипса). Указанное явление характеризует коэффициент сжатия ε - отношение площади сжатого сечения струи $f_{СЖ}$ к площади сечения отверстия f :
$$\varepsilon = \frac{f_{СЖ}}{f}.$$

Поэтому уравнение Бернулли следует составлять для сжатого сечения, находящегося на некотором расстоянии от отверстия, где траектории струек можно считать параллельными, а давление - постоянным по всему сечению.

С учетом того, что $v_D = \varphi v_T$ и $f_{СЖ} = \varepsilon f$ определим $Q_D = \varepsilon \varphi f v_T = \mu f v_T = \mu Q_T$ или с учетом (2-59):

$$Q_D = \mu f \sqrt{2gH} \quad (2-61)$$

где $\mu = \varepsilon \varphi = Q_D / Q_T$ - коэффициент расхода; показывает насколько действительный расход при истечении жидкости из отверстия уменьшается по сравнению с теоретическим в идеальном случае.

Обычно коэффициенты μ , ε определяют опытным путем, а φ путем вычислений. Средние значения коэффициентов при истечении воды через донное отверстие в тонкой стенке: $\mu=0,62$; $\varepsilon=0,64$; $\varphi=0,97$.

Сжатие струи оказывается различным в зависимости от расположения отверстия, из которого происходит истечение жидкости, относительно боковых стенок сосуда. Сжатие называют совершенным, если отверстие находится на значительном расстоянии от стенок, и стенки не оказывают влияния на характер истечения. Опытами установлено, что совершенное сжатие наблюдается, когда расстояние от стенок до отверстия не меньше утроенной длины соответствующего размера отверстия. Если установленные условия не соблюдаются - сжатие называется несовершенным. Отверстием с полным сжатием, вытекающей из него струи жидкости, называется такое отверстие, в котором струя испытывает сжатие со всех сторон. Отверстием с неполным сжатием струи называется такое отверстие, когда вытекающая из него струя не имеет сжатия с одной или нескольких сторон.

Истечение при переменном напоре

Задача об истечении жидкости при переменном напоре обычно сводится к определению времени опорожнения или наполнения резервуара в зависимости от начального наполнения, формы, размеров сосуда и отверстия.

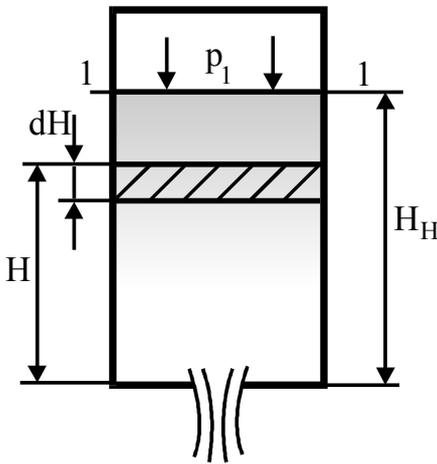


Рис.2.28.

В этом случае имеет место неустановившееся движение жидкости, что делает неприемлемым обычное уравнение Бернулли. Поэтому полное время истечения разделяют на бесконечно малые промежутки, в течение каждого из которых напор считают постоянным, а движение установившимся (т.е. независимым от времени).

Рассмотрим простейший пример истечения жидкости в атмосферу через донное отверстие площадью f из открытого вертикального цилиндрического сосуда, одинакового по всей высоте поперечного сечения F . Элементарный объем жидкости dV , прошедшей через отверстие за бесконечно малый промежуток времени dt определится $dV=Qdt=\mu f\sqrt{2gH} dt$, где H - глубина жидкости в сосуде для некоторого положения ее уровня, который можно приближенно считать постоянным. В действительности, однако, за это же время уровень жидкости в сосуде опустится на dH и объем жидкости в нем изменится на величину $dW=-F dH$. Вследствие неразрывности движения $dV=dW$, или

$$\mu f\sqrt{2gH} dt = -F dH, \text{ откуда } dt = \frac{-F dH}{\mu f\sqrt{2gH}} \quad (2-62)$$

Знак “-” т.к. высота H уменьшается и, следовательно, dH будет отрицательным.

Полное время t опорожнения определится в результате интегрирования выражения (2-62):

$$\int_0^t dt = - \int_{H_H}^0 \frac{F dH}{\mu f\sqrt{2gH}},$$

где H_H - глубина жидкости до начала истечения.

Меняя пределы интегрирования и принимая $\mu=\text{const}$:

$$t = \frac{F}{\mu f\sqrt{2g}} \int_0^{H_H} \frac{dH}{\sqrt{H}} = \frac{2F\sqrt{H_H}}{\mu f\sqrt{2g}} \quad (2-63)$$

Если нужно определить время, необходимое для понижения уровня жидкости в сосуде на некоторую величину от H_1 до H_2 исходят из того же уравнения (64), интегрируя его в пределах от H_1 до H_2 , при этом:

$$t = \frac{2F(\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2})}{\mu f\sqrt{2g}} \quad (2-64)$$

Истечение через насадки

Выше были рассмотрены случаи истечения жидкости из отверстия в тонкой стенке (если толщина стенки $\delta < 0,2d$). При значительной толщине стенки характер явлений существенно меняется вследствие влияния, оказываемого на струю толстой стенкой (или короткой трубкой такого же диаметра, что и отверстие). Такие трубки длиной $L = (3 \dots 5)d$ называют насадками и они имеют широкое применение.

Наиболее распространены следующие типы насадок: цилиндрический внешний (1), цилиндрический внутренний (2), конический сходящийся (3), конический расходящийся (4) и коноидальные (5), имеющие форму сжатой струи (рис.2.29.).

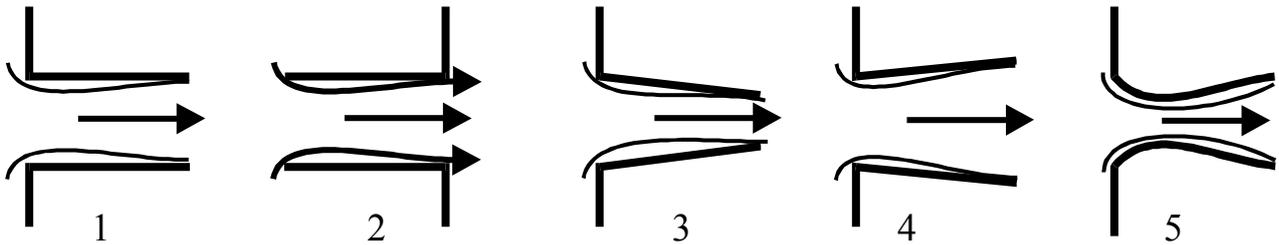


Рис.2.29.

Рассмотрим (рис.2.30.) истечение жидкости через внешний цилиндрический насадок, представляющий собой короткую цилиндрическую трубку длиной $L = (3 \dots 4)d$, приставленную к отверстию в стенке сосуда. Струя жидкости после выхода из сосуда и входа в такой насадок подвергается некоторому сжатию, затем постепенно расширяется и заполняет все поперечное сечение насадка. Сжатие происходит только внутри насадка, выходное же сечение насадка работает полностью, поэтому коэффициент сжатия, отнесенный к выходному сечению $\varepsilon = 1$. Многочисленными опытами установлено значение коэффициента расхода $\mu = 0,82$. Сопоставляя это значение со значением $\mu = 0,62$ при истечении из отверстия в тонкой

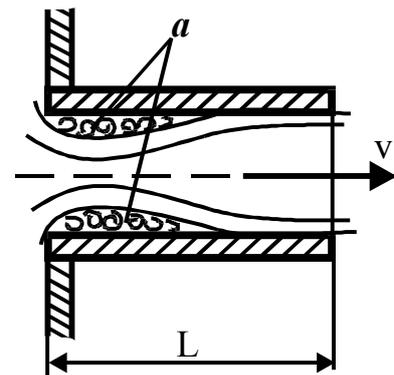


Рис.2.30.

стенке: $\frac{\mu_{\text{НАС}}}{\mu_{\text{ОТВ}}} = \frac{0,82}{0,62} \approx \frac{4}{3}$, т.е. расход

увеличился примерно на 30%. Т.к. в этом случае $\varepsilon = 1$, то коэффициент скорости $\varphi = \mu = 0,82$. Таким образом внешний насадок, увеличивая расход жидкости, значительно снижает скорость истечения. Это объясняется тем, что в месте сжатого сечения струи образуется кольцевая зона *a*, заполненная жидкостью, находящейся в вихреобразном движении. Наличие вихревой области в сочетании с явлениями сжатия и последующего расширения струи является основной причиной увеличения потерь напора и, следовательно,

уменьшения скорости истечения.

Если истечение происходит в атмосферу, то вследствие сжатия струи в начале насадка, давление в вихревой области оказывается меньше атмосферного и в ней создается разрежение (вакуум). Решая уравнение Бернулли для сечений 1-1 и 2-2, можно определить величину вакуума в сжатом сечении:

$$\frac{P_{\text{ВАК}}}{\rho g} \approx 0,75 H \text{ (при истечении воды в атмосферу через цилиндрический}$$

насадок.

При истечении воды предельное значение вакуума равно 10,33 м.в.ст., что соответствует наибольшему возможному напору $H=13,7$ м. При больших напорах в насадке возможен разрыв струи, и насадок перестает работать полным сечением. Наличием вакуума в насадке можно объяснить увеличение расхода при истечении через насадок по сравнению с истечением из отверстия в тонкой стенке. Благодаря вакууму насадок работает как насос, дополнительно подсасывая жидкость, и расход жидкости возрастает. Аналогичные явления (т.е. сжатие струи на входе и образование вакуума.) происходят и при истечении через другие типы насадок.

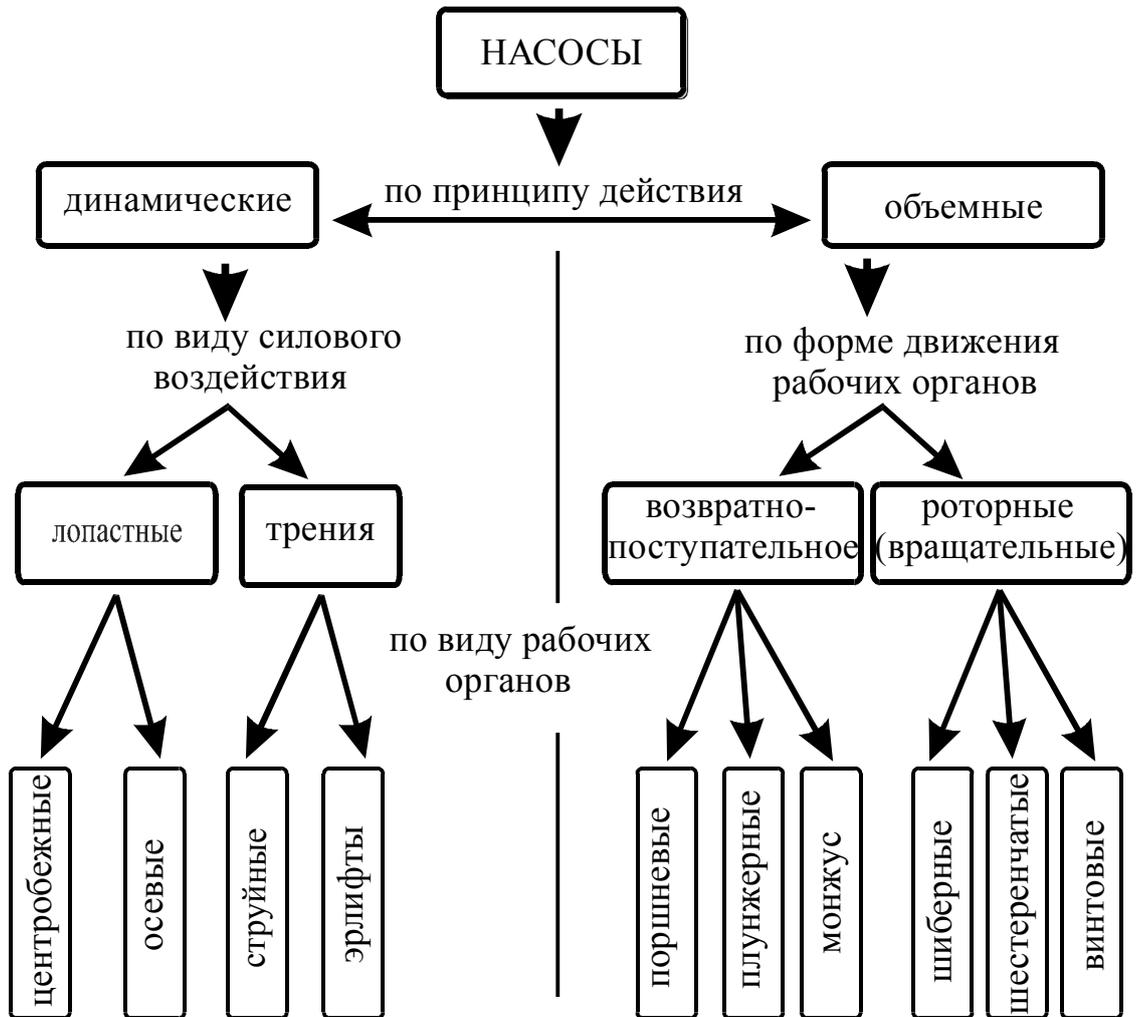
2.1.3. Насосы

Определение и классификация насосов.

Насосами называются гидравлические машины и аппараты, создающие поток жидкой среды. Насосы создают разность давлений жидкости непосредственно в самих насосах и трубопроводах и, таким образом, преобразуют энергию двигателя в энергию перемещаемой жидкости. Дадим классификацию насосов, получивших наиболее широкое распространение в пищевой промышленности.

В динамических насосах жидкость перемещается при воздействии сил на незамкнутый объем жидкости, который непрерывно сообщается со входом в насос и выходом из него.

В объемных насосах жидкость перемещается (вытесняется) при периодическом изменении замкнутого объема жидкости, который попеременно сообщается со входом в насос и выходом из него.



В лопастных насосах энергия сообщается жидкости при обтекании лопастей рабочего колеса. (колес) насоса. В насосах трения жидкость перемещается под воздействием сил трения. В объемных насосах с возвратно-поступательным движением рабочего органа жидкость получает энергию при возвратно-поступательном движении рабочего органа. В роторных насосах энергия сообщается жидкости при вращательном движении рабочего органа. В соответствии с ГОСТ 17398-72 виды насосов по принципу действия и конструктивному исполнению насчитывают около 130 наименований.

Основные параметры работы насосов

Производительность (подача) Q [$\text{м}^3/\text{с}$] определяется объемом жидкости, подаваемой насосом в нагнетательный трубопровод в единицу времени.

Напор H [м] (давление p [Па]) характеризует энергию, которая сообщается насосом единице веса перекачиваемой жидкости. (Напор - это как бы высота, на которую может быть поднят 1кг перекачиваемой жидкости за счет энергии, сообщаемой ей насосом).

Мощность. Различают полезную мощность, мощность на валу насоса, мощность, потребляемую двигателем и установочную мощность. Полезная мощность $N_{\text{п}}$ затрачивается на сообщение жидкости энергии и равна

произведению массового расхода ($\rho g Q$) на приращение удельной энергии жидкости в насосе (H), т.е. $N_{\Pi} = \rho g Q H$, Вт. Мощность на валу N_e больше N_{Π} из-за потерь энергии в насосе, которые учитываются коэффициентом полезного действия (к.п.д.) насоса η , т.е. $N_e = N_{\Pi} / \eta$. К.п.д. η характеризует совершенство конструкции и экономичность эксплуатации насоса. Различают объемный к.п.д., который учитывает наличие утечек жидкости через зазоры, сальники и т.п.; гидравлический к.п.д. - учитывает потери напора при движении жидкости через насос и механический к.п.д., характеризующий потери мощности на механическое трение в насосе (подшипники, сальники и др.). Значение η зависит от конструкции и степени износа насоса (для центробежных насосов $\eta=0,6... 0,7$, для поршневых $\eta=0,8...0,9$). Мощность, потребляемая двигателем $N_{дв}$ больше мощности на валу насоса вследствие механических потерь в передаче от двигателя к насосу и в самом двигателе. Это учитывается к.п.д. передачи, к.п.д. двигателя. Установочная мощность двигателя $N_{уст}$ рассчитывается по величине $N_{дв}$ с учетом возможных перегрузок в момент пуска насоса: $N_{уст}=\beta N_{дв}$, где $\beta=1,1...2,0$ - коэффициент запаса мощности, принимаемый в зависимости от мощности двигателя.

Насосная установка. Напор насоса

Рассмотрим принципиальную схему насосной установки (рис.2.31.). Основные элементы насосной установки: приемная емкость 1, напорная емкость 2, насос 3. Перекачивается жидкость из приемной емкости в напорную. Обозначим: p_0 - давление в приемной емкости; p_2 - давление в напорной емкости. Трубопровод на участке от приемной емкости до насоса называется всасывающим трубопроводом (патрубком). От насоса до напорной емкости трубопровод называется напорным или нагнетательным. Давление во всасывающем патрубке гораздо меньше, чем в нагнетательном (как правило, во всасывающем патрубке давление ниже атмосферного, т.е. - вакуум). Высота всасывания $H_{вс}$ - расстояние от уровня жидкости в приемной емкости до оси насоса. Высота нагнетания H_n - расстояние от оси насоса до уровня жидкости в напорной емкости. Геометрическая высота подъема жидкости H_{Γ} - расстояние по вертикали между уровнями жидкости в приемной и напорной емкостях. Как правило насосная установка оснащается вакуумметром B (на всасывающем трубопроводе) и манометром M (на нагнетательном трубопроводе). На погружном конце всасывающего патрубка устанавливают фильтр-клапан Φ , а на нагнетательном трубопроводе в непосредственной близости от насоса устанавливают кран (вентиль) K .

Необходимый (или потребный) напор для обеспечения нужной подачи можно определить, составив уравнения Бернулли для характерных сечений 0-0, 1-1 и 2-2:

$$H = H_{\Gamma} + \frac{p_2 - p_0}{\rho g} + h_n + h_{вс} \quad (2-65)$$

Плоскость сравнения 0-0. Для сечений 0-0 и 1-1 Для сечений 1-1 и 2-2- скорости в приемной и напорной емкостях скорости жидкости во всасывающем и нагнетательном трубопроводах потери напора. Удельная энергия входа O и учитывая, что определим удельную энергию жидкости на выходе:

Таким образом, потребный напор насоса H затрачивается на перемещение жидкости на геометрическую высоту подъема H_{Γ} , преодоление разности давлений в напорной и приемной емкостях $\frac{p_2 - p_0}{\rho g}$ и преодоление гидравлических сопротивлений нагнетательного h_H и всасывающего трубопроводов h_{BC} .

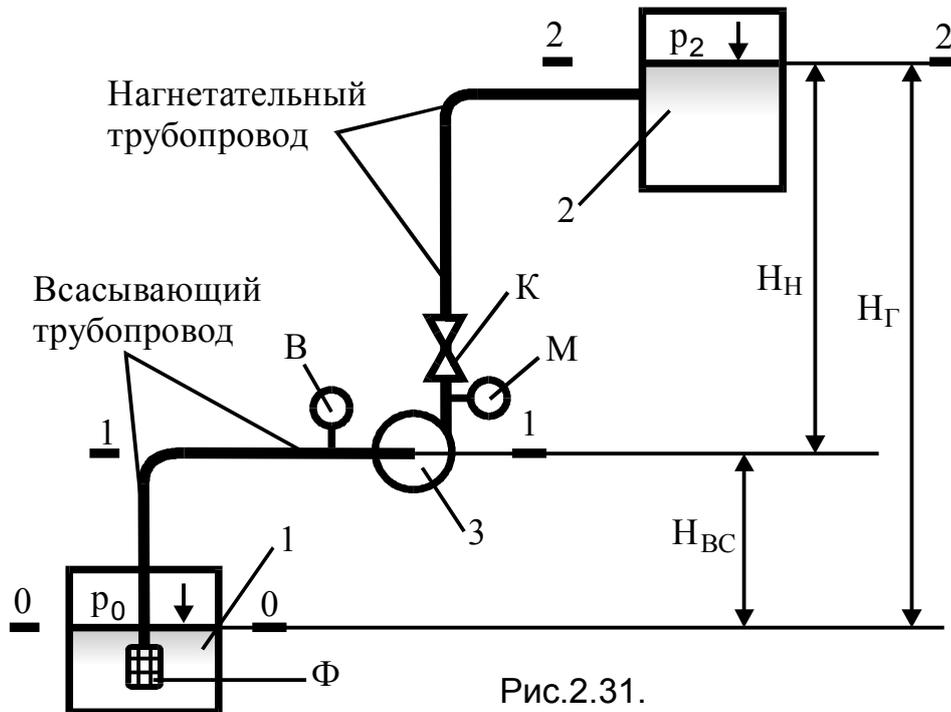


Рис.2.31.

Уравнение (2-65) используют при подборе насосов для технологических установок. Если трубопровод горизонтальный и давление в приемной и напорной емкостях одинаково (как правило), то формула (2-65) упрощается :
 $H = h_H + h_{BC}$.

Высота всасывания насоса

Величина высоты всасывания насоса H_{BC} (см. рис.2.31.) не может быть назначена произвольно. Из уравнения Бернулли для сечений 0-0 и 1-1:

$$H_{BC} = \frac{p_0}{\rho g} - \left(\frac{p_{BC}}{\rho g} + \frac{v_{BC}^2 - v_0^2}{2g} + h_{BC} \right) \quad (2-66)$$

где: v_{BC} и v_0 - скорости движения жидкости во всасывающем трубопроводе и приемной емкости, соответственно.

Таким образом H_{BC} увеличивается с возрастанием давления p_0 и уменьшается с увеличением давления во всасывающей трубке p_{BC} ,

скорости и потерь напора. Кроме того, часть давления p_0 расходуется на преодоление силы упругости, образующейся при разрежении паров (т.е. на преодоление давления p_t насыщенного пара перекачиваемой жидкости при температуре всасывания). Упругость паров сильно растет с увеличением температуры, что значительно снижает и при 70 °С поднять воду в насос за счет атмосферного давления невозможно и поэтому воду надо подводить к насосу самотеком или под избыточным давлением. Практически высоту всасывания насоса H_{BC} выбирают в пределах 5-6 м при скорости движения жидкости во всасывающей трубе около 0,8...1,0 м/с. Для устойчивой работы насоса давление в его всасывающем патрубке должно быть больше давления насыщенного пара жидкости при температуре всасывания ($p_{BC} > p_t$), т. к. в противном случае жидкость в насосе начнет кипеть. При этом в результате интенсивного выделения из жидкости паров возможен разрыв потока.

Влияет на допустимую высоту всасывания и явление кавитации. Кавитация является частным случаем кипения жидкости, который возникает при высоких скоростях вращения рабочих колес центробежных насосов и при перекачивании горячих жидкостей вследствие местных понижений давления до давления насыщенного пара. Пузырьки пара, образовавшиеся при вскипании жидкости, попадают вместе с жидкостью в область более высоких давлений, где мгновенно конденсируются. Жидкость заполняет полости, в которых находился сконденсировавшийся пар, что сопровождается гидравлическими ударами, шумом и сотрясением насоса. Кавитация приводит к быстрому разрушению насоса за счет гидравлического удара и усиления коррозии в период парообразования. Кавитация делает необходимым уменьшение допустимой высоты всасывания на величину кавитационного запаса.

Центробежные насосы

Основной частью центробежного насоса (рис.2.32.) является рабочее колесо 1, имеющее изогнутые лопатки. Колесо соединено с валом 2 и заключено в кожух (спиральную камеру) 3. При быстром вращении рабочего колеса 1, приводимого во вращение от двигателя, развивается центробежная сила, под влиянием которой жидкость между лопатками колеса прогоняется к его периферии и, выходя из колеса, поступает в спиральную камеру насоса, а из нее в нагнетательный трубопровод 4.

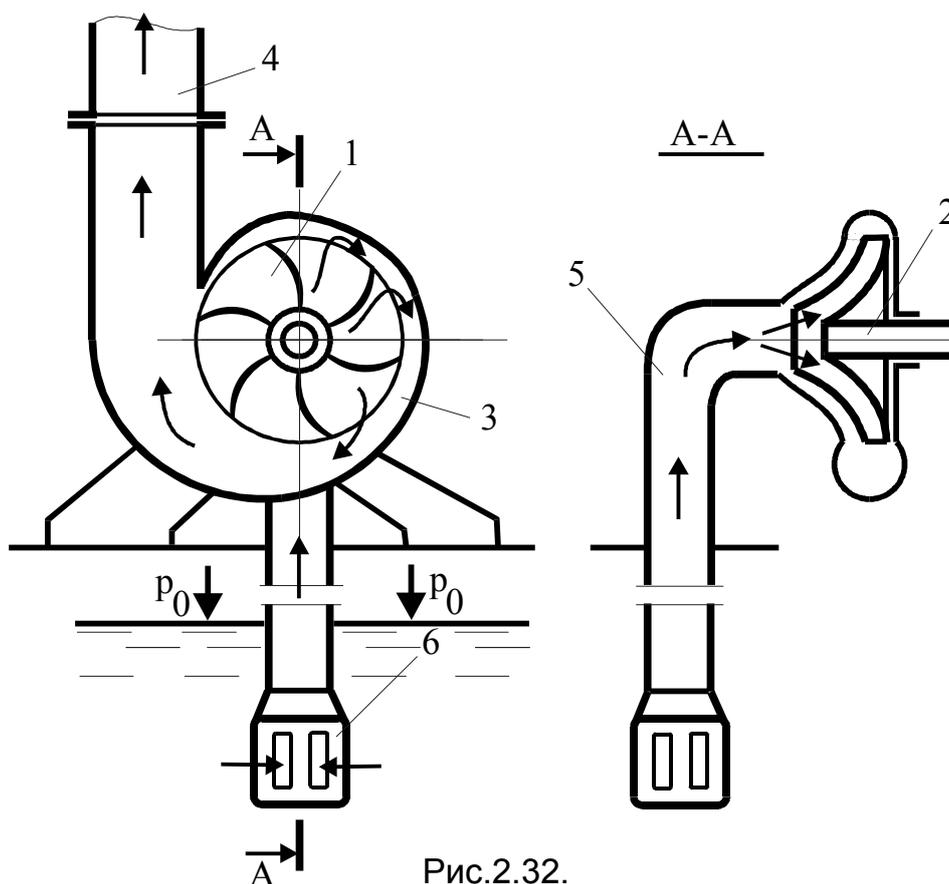
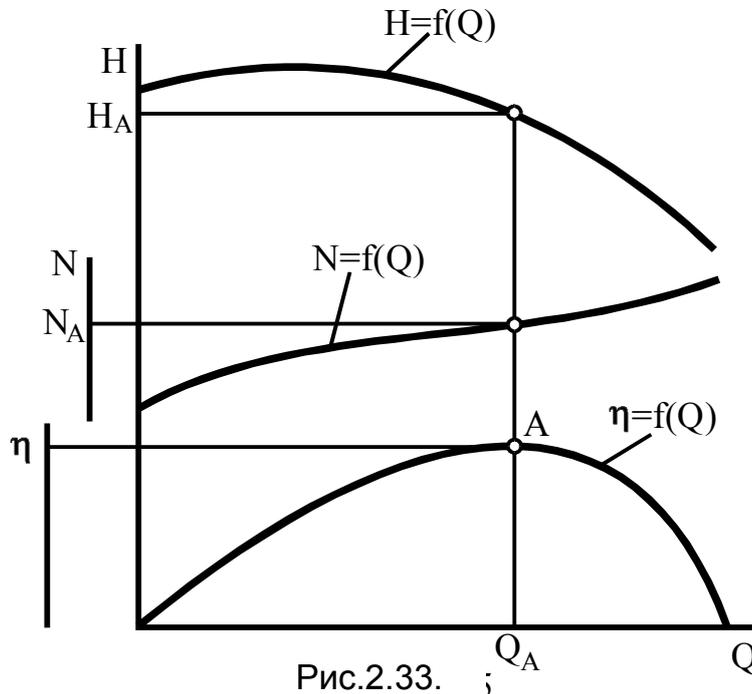


Рис.2.32.

Освободившиеся от выброшенной жидкости, центральное пространство насосной камеры заполняется жидкостью, поступающей по всасывающей трубе 6 под действием внешнего давления p_0 . Таким образом образуется непрерывный поток жидкости в насос, а из него к месту подачи. Центробежные насосы характеризуются большими скоростями протекания жидкости независимо от величины напора. Для начала своей работы насосы требуют предварительной заливки, без чего они не могут производить всасывание жидкости. Для того, чтобы жидкость при заливке насоса не вытекала из него, на погруженном конце всасывающей трубы устанавливается приемный обратный клапан 6, снабженный фильтром (сеткой) для предохранения от загрязнений. Для увеличения подачи при данном напоре насос выполняют с несколькими рабочими колесами, соединенными параллельно. Для подачи небольших объемов жидкости на значительную высоту делают насосы с несколькими последовательно соединенными колесами. По величине создаваемого напора различают: - низконапорные (при напоре до 20м); насосы среднего давления (напор от 20 до 60м), а при напоре более 60м - насосы высокого давления. По способу подвода жидкости на рабочее колесо центробежные насосы подразделяют на насосы с односторонним и двусторонним входом. По расположению вала - горизонтальные и вертикальные. По способу соединения с двигателем - со шкивом или с редуктором; при помощи муфты; имеющие общий вал с двигателем (моноблоки).

Рабочие характеристики насоса

Рабочие характеристики насоса определяются при его испытаниях на специальном стенде.



При этом выявляются зависимости напора H , потребляемой мощности N и коэффициента полезного действия (к.п.д.) η от подачи Q насоса. Эти зависимости изображают (рис.2.33.) графически кривыми $H=f(Q)$, $N=f(Q)$ и $\eta=f(Q)$. Испытания ведутся при постоянной частоте вращения n рабочего колеса. Регулируя степень открытия задвижки на напорном трубопроводе получают различные подачи и, соответственно, параметры насоса. Кривая к.п.д. $\eta=f(Q)$ имеет максимальное значение, которому соответствует подача Q_A , напор H_A и мощность N_A . Точка A называется оптимальной точкой, т.к. соответствует оптимальному режиму работы насоса.

Работа центробежного насоса на сеть

При выборе насоса необходимо учитывать характеристику сети, т.е. трубопровода и аппаратов, через которые перекачивается жидкость. Из (2-65) следует, что потребный напор расходуется на подъем жидкости на высоту H_{Γ} , преодоление разности давлений $\frac{p_2 - p_0}{\rho g}$ и преодоление потерь напора

в сети. Обозначив $H_{\Gamma} + \frac{p_2 - p_0}{\rho g} = H_{\text{СТ}}$ - статический напор, получим

$$H = H_{\text{СТ}} + h_{\Pi} = H_{\text{СТ}} + \xi_{\text{С}} \frac{v^2}{2g} = H_{\text{СТ}} + \xi_{\text{С}} \frac{\left(\frac{Q}{S}\right)^2}{2g} = H_{\text{СТ}} + kQ^2 \quad (2-67)$$

здесь $\xi_{\text{С}}$ - коэффициент сопротивления сети;

k - коэффициент пропорциональности сети.

Таким образом, полученная характеристика сети выражается уравнением параболы.

Совмещая характеристику сети и рабочую характеристику насоса (рис.2.34.) определяют рабочую точку 1, которая отвечает наибольшей производительности насоса при его работе на данную сеть. По этой точке определяются все данные, характеризующие режим работы насоса: подачу Q , напор H , мощность на валу насоса N , к.п.д. насоса η . Знание характеристик сети и насоса необходимо при выборе насоса. Рабочая точка должна соответствовать требуемому подаче Q и напору H .

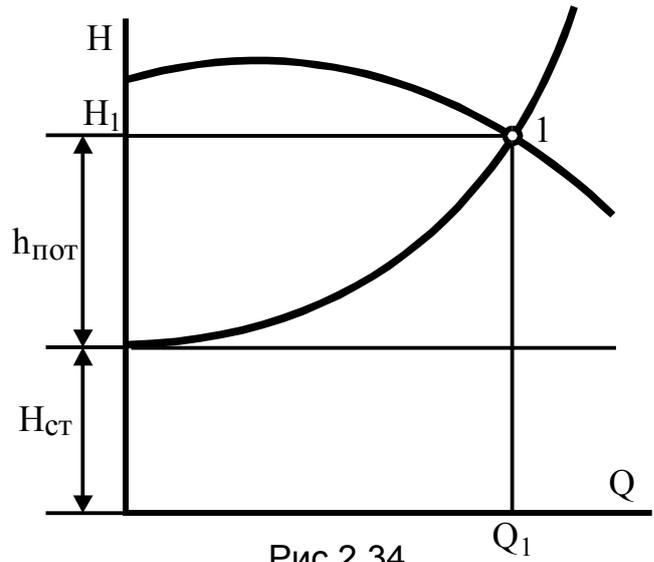


Рис.2.34.

Расширение области применения центробежного насоса.

Для расширения диапазона работы насосной установки применяют параллельное и последовательное соединение насосов. Допустим два насоса имеют одинаковые рабочие характеристики (рис.2.35.). Суммарная характеристика получается сложением абсцисс характеристик насосов для данного напора. Из рисунка видно, что параллельное соединение насосов для сетей с крутыми характеристиками нецелесообразно (небольшое увеличение подачи).

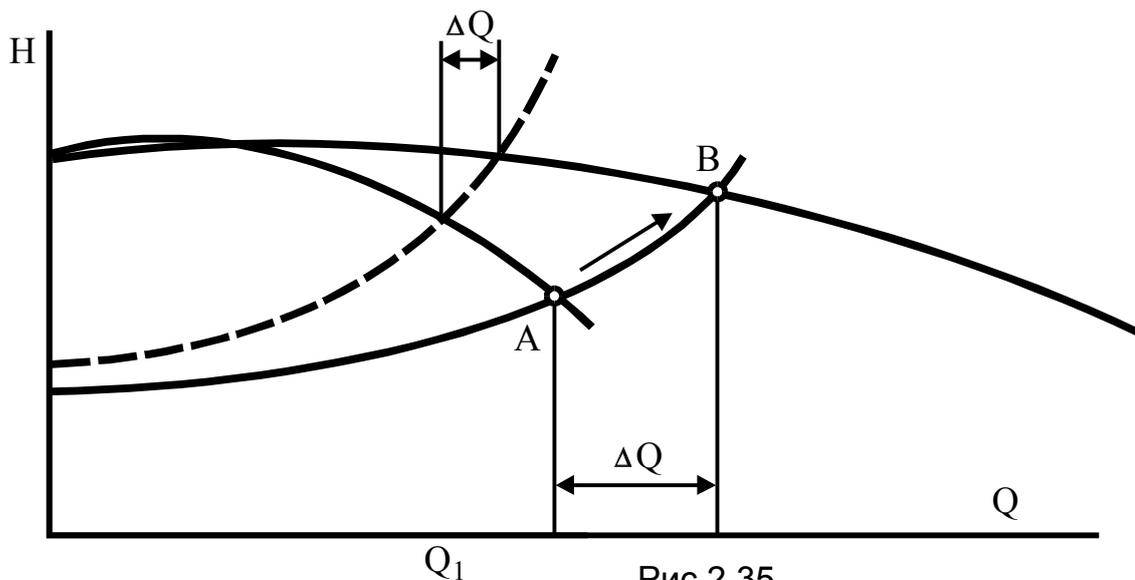


Рис.2.35.

Последовательное соединение насосов предпринимают для повышения напора. Суммарная характеристика получается путем сложения ординат при данной подаче (рис.2.36.). Для пологой характеристики сети последовательное соединение малоэффективно, при работе на сети с крутой характеристикой данное соединение дает значительное повышение напора.

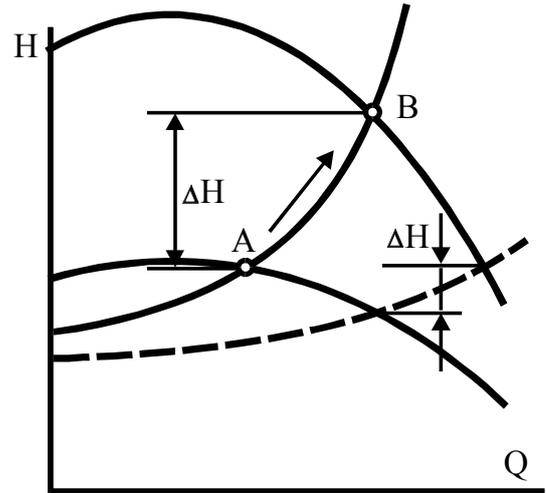


Рис.2.36.

Осевые насосы

Внешне похоже на гребной винт корабля (рис.2.37.). На втулке 1 закреплено несколько лопастей. Механизм передачи энергии от рабочего колеса жидкости тот же, что и у центробежного насоса. Отводом насоса служит осевой направляющий аппарат 3 (неподвижный), с помощью которого устраняется закрутка жидкости, и кинетическая ее энергия преобразуется в энергию давления. Осевые насосы применяют при больших подачах и малых напорах (до 20м). Для расширения диапазона работы осевых насосов применяют поворотные лопасти.

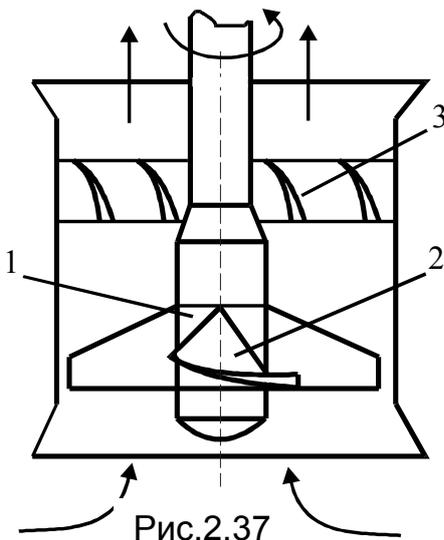


Рис.2.37

Эрлифты

Действие основано на создании разности объемного веса жидкости в двух сообщающихся сосудах. При помощи компрессора (рис.2.38.) по трубке 1 подается сжатый воздух, который через форсунку 2 распыляется в нижнем конце трубы 3. В подъемной трубе 3 образуется газожидкостная эмульсия плотностью $\rho_{\text{э}}$, которая будет вытесняться жидкостью ($\rho_{\text{ж}} > \rho_{\text{э}}$) и подниматься по трубе 3. Эрлифты характеризуются простотой конструкции, отсутствием

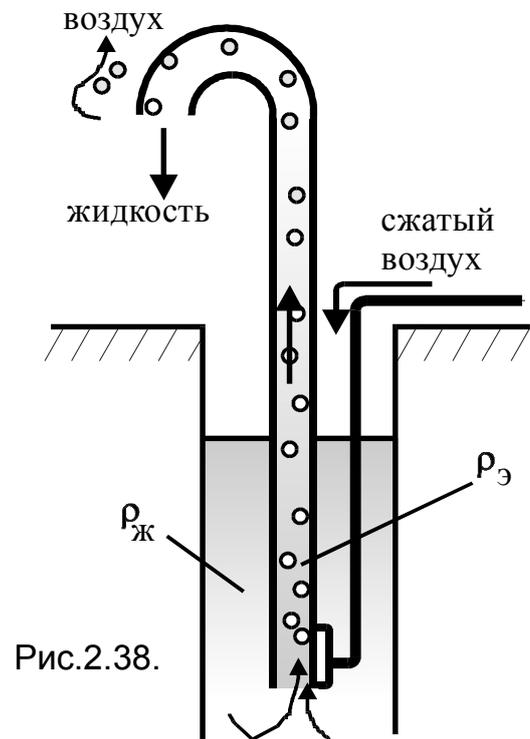


Рис.2.38.

трущихся частей и низким к.п.д. (20 - 25%). Кроме того, высота подъема жидкости в трубе (напор) зависит от глубины погружения трубы.

Поршневые насосы

Поршневые насосы представляют собой простейшие гидравлические машины с возвратно-поступательным движением поршня в гидроцилиндре (рис.2.39.). В гидроцилиндре 1 поршень 2 со штоком 3 совершает возвратно-поступательное движение. При движении поршня вправо объем в рабочей камере 4 увеличивается, давление в ней уменьшается, и жидкость из резервуара по всасывающей трубе 5 через всасывающий гидроклапан поступает в рабочую камеру. Процесс всасывания происходит при закрытом напорном клапане K_H . При движении поршня влево объем в камере 4 уменьшается, давление повышается. Под действием давления напорный клапан открывается, а всасывающий клапан K_B закрывается, и жидкость из рабочей камеры вытесняется через K_H в напорный трубопровод 6. Далее при вращении кривошипа 7 цикл поршневого насоса повторяется.

Теоретическая производительность определяется:

$$Q_T = F S n \quad (2-68)$$

Действительная подача:

$$Q_D = \eta_{об} F S n \quad (2-69)$$

где F - площадь сечения поршня; S - длина хода поршня, $S=2r$; n - частота вращения кривошипа; $\eta_{об}$ - объемный к.п.д., учитывающий утечки жидкости через уплотнения поршня и штока.

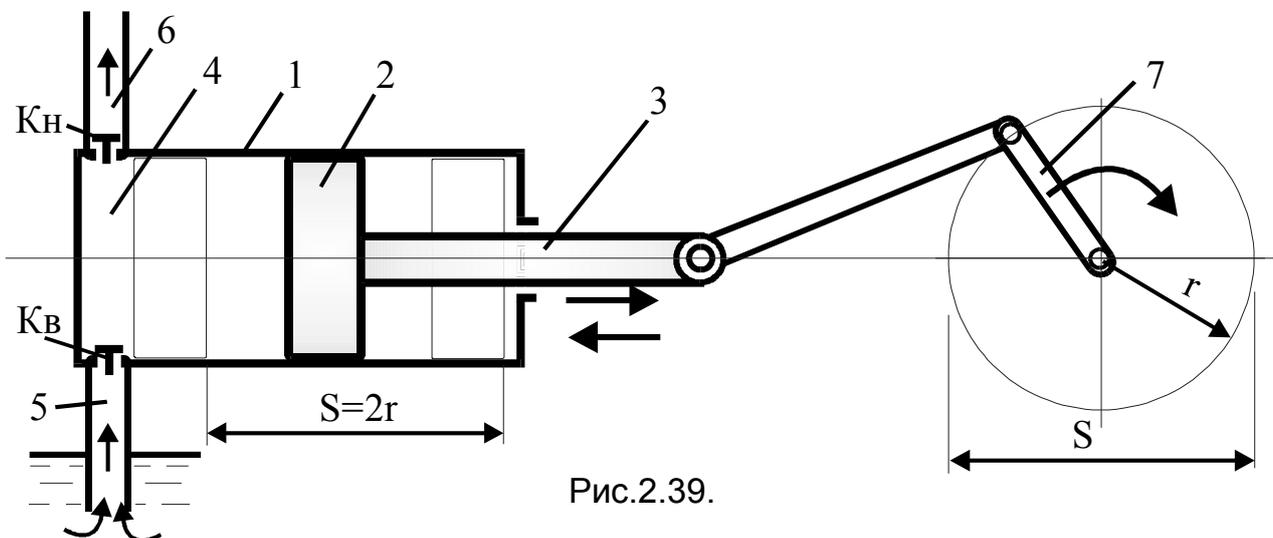


Рис.2.39.

Характеристики поршневых

насосов

Так как поршневые насосы относятся к объемным насосам, принцип действия которых основан на вытеснении замкнутых объемов жидкости, то зависимость между напором H и производительностью Q изображается вертикальной прямой

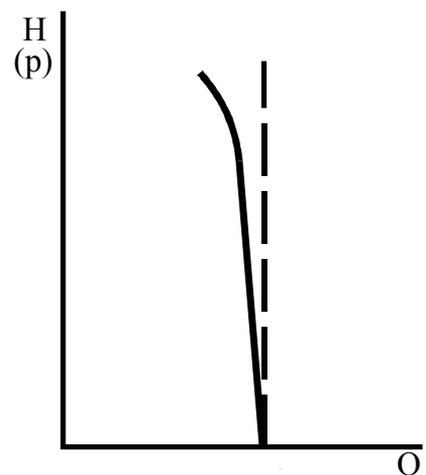


Рис.2.40.

линией, т.е. подача есть величина постоянная, не зависящая от напора. Практически вследствие утечек жидкости через уплотнения, возрастающих с увеличением давления, реальная характеристика отличается от теоретической (рис.2.40.)

Индикаторные диаграммы

Рабочий цикл поршневого насоса может быть изображен графически на индикаторной диаграмме (рис.2.41.), иллюстрирующей изменения давления в гидроцилиндре насоса за один полный оборот кривошипа. Вычерчивается специальным прибором - индикатором. На рисунке линия ab - процесс всасывания (давление в рабочей камере p_1 меньше атмосферного $p_{атм}$); cd - процесс нагнетания (давление в рабочей камере p_2 больше атмосферного $p_{атм}$); bc - закрытие всасывающего клапана, увеличение давления; da - закрытие нагнетательного клапана, поршень движется в обратном направлении, давление падает до p_1 .

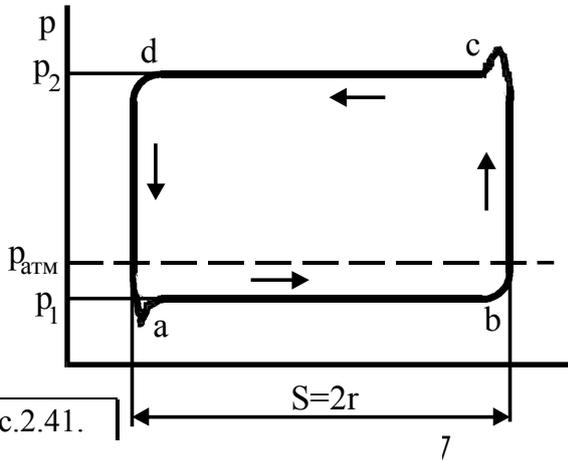


Рис.2.41.

Таким образом bcd - линия полного процесса нагнетания, dab - линия полного процесса всасывания. Некоторое колебание давления в точке a (начало всасывания) и в

точке b (начало нагнетания) связано с запаздыванием открытия и закрытия клапанов. По виду индикаторной диаграммы можно установить основные неисправности поршневого насоса.

Плунжерные насосы

Отличаются от поршневых насосов рабочим органом. Плунжер или скалка не имеют уплотнительных колец и отличаются от поршня значительно большим отношением длины к диаметру. Плунжерные насосы не требуют такой тщательной обработки внутренней поверхности цилиндра как поршневые, поэтому находят применение для перекачивания загрязненных и вязких жидкостей. Более распространены, чем поршневые насосы.

Монтежу (монжус)

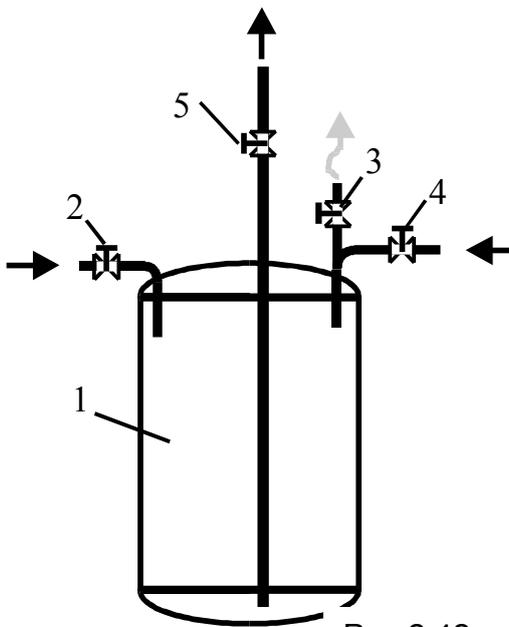


Рис.2.42.

Монтежу (от фр. monte-jus < monter подниматься + jus сок, вода) работает по принципу вытеснения жидкости из резервуара газом или паром. Жидкость через кран 2 (рис.2.42.) поступает в резервуар 1. Кран-воздушник 3 должен быть открыт (удаляется воздух в атмосферу). По заполнении резервуара краны 2 и 3 закрываются, открываются 4 и 5. Сжатый воздух поступает через кран 4 и вытесняет жидкость по трубе через кран 5. Производительность насоса может быть рассчитана следующим образом $Q=q/t$, где q - объем резервуара, t - время продолжительности цикла, включающее в себя время наполнения, опорожнения резервуара и время на вспомогательные операции. Именно по той причине, что полный цикл работы насоса включает в себя непроизводительное время

наполнения, к.п.д. насоса невелик. Напор, создаваемый монтежу достигает 300 метров.

Шестеренчатые насосы

Для перекачки вязких жидкостей при небольшой подаче (не более $0,1 \text{ м}^3/\text{с}$) и напорах до $2,5 \text{ МПа}$ (25 атм.) применяются шестеренчатые (зубчатые) насосы. Шестеренчатые насосы (рис.2.43.) состоят из двух плотно сцепляющихся широких зубчатых колес, расположенных с минимальными зазорами ($0,01...0,03 \text{ мм}$) в кожухе и вращающиеся в противоположные стороны. С той стороны, где зубья выходят из зацепления, создается разрежение и жидкость всасывается в кожух по всасывающему трубопроводу, заполняя пространство между зубьями.

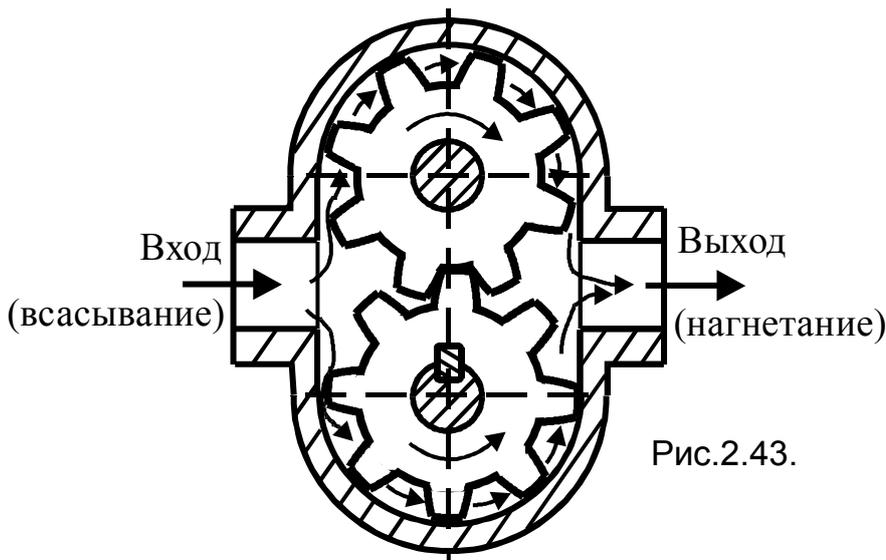


Рис.2.43.

Далее жидкость переносится впадинами зубчатки на диаметрально противоположную сторону кожуха, где зубья вновь входят в зацепление и вытесняют ее в нагнетательный трубопровод. Насос является реверсивным. Преимущества насоса: отсутствие клапанов, компактность, реверсивность, низкий (сравнительно) коэффициент

неравномерности подачи. Недостатки: низкий к.п.д. ($0,6...0,7$), небольшая производительность, высокие требования к чистоте перекачиваемой жидкости.

Роторно-пластинчатые (шиберные) насосы

В пластинчатом насосе (рис.2.44.) ротор 1 с лопатками (пластинами) 2 вращаются вместе с валом, посаженным с эксцентриситетом относительно статора 3. Пластины 2 скользят в прорезях ротора. Благодаря эксцентричному расположению ротора каждая пластина, под действием центробежной силы за каждый оборот вала один раз вдвигается и выдвигается, прижимаясь к внутренней поверхности статора (кожуха). При вращении ротора, каждая пара лопастей (пластин) непрерывно отделяет изолированный объем жидкости и переносит его на сторону нагнетания, где жидкость вытесняется вследствие

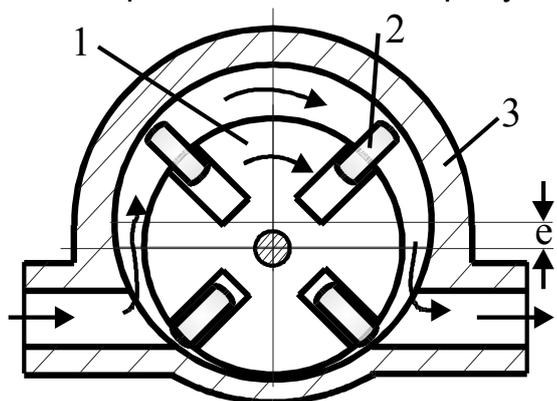


Рис.2.44.

уменьшения объема. Подача насоса обычно регулируется изменением эксцентриситетом ϵ . На рисунке показан насос однократного действия. В пластинчатом насосе двукратного действия за один оборот ротора насос дважды подает жидкость в напорную гидролинию. В пластинчатом насосе однократного действия создается давление 5...6 МПа, в насосах двукратного действия - более 20 МПа. Насосы отличаются весьма равномерной подачей.

2.2. РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

Неоднородные (гетерогенные) системы состоят из двух или нескольких фаз. Фазы, составляющие систему, могут быть механически отделены одна от другой. 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 - это неоднородные системы, состоящие из жидкости и взвешенных в ней твердых частиц. В зависимости от размеров последних суспензии условно подразделяют на грубые (> 100 мкм), тонкие (0,5 - 100 мкм) и мути (0,1 - 0,5 мкм).

Эмульсии - это системы, состоящие из жидкости и распределенных в ней капель другой жидкости, не смешивающейся с первой.

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

Пыли и дымы - это системы, состоящие из газа и распределенных в ней частиц твердого вещества. Размеры твердых частиц пыли от 3 до 70 мкм, а у дымов (0,3-0,5 мкм).

При образовании дисперсной фазы из частиц жидкости размером (0,3-0,5 мкм) возникают системы, называемые туманами. Пыли, дымы и туманы представляют собой аэродисперсные системы, или аэрозоли.

В пищевой технологии широко распространены процессы, связанные с разделением жидких и газовых неоднородных систем. Выбор метода их разделения обуславливается главным образом размерами взвешенных частиц, разностью плотностей дисперсной и сплошной фаз, а также вязкостью внешней фазы.

Применяют следующие основные методы разделения: осаждение, фильтрование, центрифугирование.

Осаждение представляет собой процесс разделения, при котором взвешенные в жидкости или газе твердые или жидкие частицы отделяются от нее под действием сил тяжести, инерции (в том числе центробежных) или электростатических. Осаждение, происходящее под действием силы тяжести, называется отстаиванием. В основном оно применяется для предварительного, грубого разделения неоднородных систем.

Фильтрование - это процесс разделения с помощью пористой перегородки, способной пропускать жидкость или газ, но задерживать взвешенные в них твердые частицы. Оно осуществляется под действием сил давления или центробежных сил и применяется для более тонкого разделения суспензий и пылей.

Центрифугирование - это процесс разделения суспензий и эмульсий в поле центробежных сил. Под действием последних осаждение сопровождается уплотнением образующегося осадка, а фильтрование - уплотнением и механической сушкой осадка.

Несмотря на общность принципов разделения жидких и газовых неоднородных систем некоторые методы их разделения, а также применяемое оборудование в ряде случаев имеют специфические особенности.

2.2.1. Разделение жидких систем

Материальный баланс процесса разделения

Пусть разделению подлежит система, состоящая из вещества "а" (внешней фазы) и взвешенных в ней частиц "б". Введем обозначения:

$G_{см}$, $G_{осв}$, $G_{ос}$ - количество исходной смеси, осветленной жидкости и получаемого осадка, кг;

$X_{см}$, $X_{осв}$, $X_{ос}$ - содержание вещества "б" в исходной смеси, осветленной жидкости и осадке.

При отсутствии потерь вещества в процессе разделения уравнения материального баланса имеют вид:

по общему количеству веществ

$$G_{см} = G_{осв} + G_{ос} , \quad (2-70)$$

по веществу "б":

$$G_{см} \cdot X_{см} = G_{осв} \cdot X_{осв} + G_{ос} \cdot X_{ос} . \quad (2-71)$$

Совместное решение уравнений (3-1) и (3-2) позволяет определить количества осветленной жидкости $G_{осв}$ осадка $G_{ос}$:

$$G_{\text{осв.}} = G_{\text{см.}} \cdot \frac{X_{\text{ос.}} - X_{\text{см.}}}{X_{\text{осв.}} - X_{\text{ос.}}}, \quad (2-72)$$

$$G_{\text{ос.}} = G_{\text{см.}} \cdot \frac{X_{\text{см.}} - X_{\text{осв.}}}{X_{\text{ос.}} - X_{\text{осв.}}}. \quad (2-73)$$

Содержание взвешенных частиц в осветленной жидкости и в осадке выбирается в зависимости от конкретных технологических условий процесса разделения. При этом содержание вещества в осветленной жидкости обычно ограничивается некоторым нижним пределом.

Эффект разделения

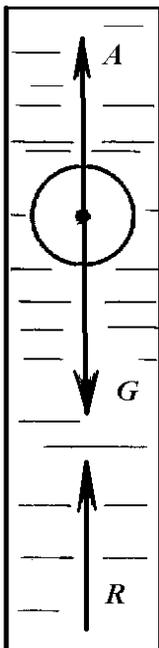
Под эффектом разделения будем понимать отношение массы данного компонента, выделенного из дисперсной фазы, к начальному его содержанию в смеси. Эффект разделения (\mathcal{E}_p) характеризует степень технического совершенства данного аппарата.

$$\mathcal{E}_p = \frac{K_{\text{ч.о.}}}{K_{\text{ч.н.}}} \cdot 100\%, \quad (2-74)$$

где $K_{\text{ч.н.}}$ - количество дисперсной фазы в неоднородной системе (количество частиц начальное); $K_{\text{ч.о.}}$ - количество выделенного вещества (например, перешедшее в осадок).

2.2.1.1. Осаждение в гравитационном поле (отстаивание)

Скорость осаждения в гравитационном поле невелика. Поэтому процесс отстаивания малоэффективен и не обеспечивает выделения из разделяемой системы частиц с высокой степенью дисперсности.



Рассмотрим процесс падения частицы в вязкой среде и выведем уравнение для определения скорости отстаивания. На рис.2.45. схематически представлены силы, действующие на падающую частицу шарообразной формы диаметром "d".

Для частицы с диаметром "d" и плотностью « $\rho_{\text{ч}}$ » сила тяжести, составляет:

$$G = V \cdot \rho_{\text{ч}} \cdot g = \frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot \rho_{\text{ч}} \cdot g, \quad (2-75)$$

где V - объем частицы; g - ускорение свободного падения.

Согласно закону Архимеда, подъемная сила:

$$A = \frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot \rho_{\text{с}} \cdot g, \quad (2-76)$$

Рис.2.45. Силы, действующие на частицу в вязкой среде

где ρ_c - плотность среды, в которой находится частица.

Сила, заставляющая частицу падать:

$$G - A = \frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot g \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho_c) \quad (2-77)$$

Среда, в которой падает частица, оказывает сопротивление R , которое будет зависеть от ее вязкости и плотности ρ_c , площади сечения частицы F и ее формы. Величина силы R определяется по закону Ньютона

$$R = \frac{C \cdot F \cdot \rho_c \cdot w_{\text{ос}}^2}{2}, \quad (2-78)$$

где C - коэффициент сопротивления среды, зависящий от режима движения частицы; $w_{\text{ос}}$ - скорость осаждения частицы.

Осаждающаяся частица в начале своего движения движется ускоренно. Однако участок такого движения невелик. Т.к. сила $(G-A)$ становится равной силе R , то в дальнейшем частица начинает двигаться равномерно со скоростью $w_{\text{ос}}$. Значение $w_{\text{ос}}$ может быть найдено из условия $(G-A)=R$. Приравняв уравнения (2-77) и (2-78) и преобразуя их (обе части умножим на $1/v^2$) получим уравнение осаждения:

$$\frac{1}{v^2} \cdot \frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot g \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho_c) = C \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \rho_c \cdot \frac{w_{\text{ос}}^2}{2} \cdot \frac{1}{v^2},$$

или в критериальном виде:

$$C \cdot Re^2 = \frac{4}{3} \cdot Ar, \quad (2-79)$$

$$\text{где } Re = \frac{w \cdot d}{\nu}; \quad Ar = \frac{g \cdot d^3 \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho_c)}{\nu^2 \cdot \rho_c} \quad (\text{критерий Архимеда}).$$

При осаждении крупных частиц (размер больше 0,1мм) в относительно маловязкой среде основное сопротивление вызывается силами инерции, под действием которых происходит отрыв струй и образование турбулентных вихрей за опускающейся частицей, а силы трения играют второстепенную роль.

В условиях турбулентного режима ($Re \geq 500$) сопротивление среды пропорционально квадрату скорости и коэффициенту сопротивления $C=0,44$. Тогда:

$$Re^2 = 3,03 Ar. \quad (2-80)$$

Отсюда:

$$w_{oc} = \sqrt{3,03 \cdot g \cdot d \cdot \frac{(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})}{\rho_{\text{с}}}} \quad (2-81)$$

При ламинарном режиме $Re \leq 2$ сопротивление среды пропорционально первой степени и $C = 24 / Re$. Подставляя это значение "С" в уравнение (2-79), получим

$$Re = \frac{1}{18} \cdot Ar \quad (2-82)$$

Тогда:

$$w_{oc} = \frac{1}{18} \cdot \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})}{\nu \cdot \rho_{\text{с}}} \quad (2-83)$$

Выражение (2-83) носит название формулы Стокса.

В суспензии и эмульсии обычно имеются частицы разных размеров. Расчет необходимо вести для частиц меньшего размера, т.к. если создать условия для осаждения мелких частиц, то для крупных они будут заведомо достаточны. Из уравнения (2-83) видно, что скорость осаждения возрастает с увеличением диаметра частиц, разности плотностей осаждаемых частиц и среды, и понижением ее вязкости. Поэтому для более эффективного проведения процесса отстаивания необходимо воздействовать теми или иными способами именно на эти параметры. Так, уменьшая вязкость и плотность среды путем повышения ее температуры или разбавления маловязким растворителем, можно увеличить скорость осаждения. Соответствующее воздействие на размеры осаждаемых частиц с целью их увеличения (добавление коагулянтов; электрического поля высокого напряжения) приводит к значительному повышению скорости осаждения.

Для определения расчетной скорости движения w_p необходимо учесть влияние формы частиц и объемной концентрации суспензии путем введения коэффициентов φ и λ . Тогда расчетная скорость:

$$w_p = w_{oc} \cdot \varphi \cdot \lambda,$$

где C_V – объемная концентрация (в долях):

$$\varphi = 0,43 \dots 0,77, \quad \lambda = \frac{(1 - C_V)^2}{1 + 2,5C_V + 7,35C_V^2}.$$

Расчет отстойников

В прямоугольный отстойник (Рис.2.46.) с размерами l , h , b поступает на разделение неоднородная смесь с линейной скоростью V . Рабочий объем отстойника равен $V = l \cdot h \cdot b = V_{\tau} \cdot \tau_0$, где V_{τ} - секундная производительность отстойника, м³/с; τ_0 - средняя продолжительность отстаивания частиц, с. τ_0 ,

выраженная через среднюю скорость отстаивания частиц v_0 , равна: $\tau_0 = h/v_0$.

Удельная производительность отстойника:

$$V_\tau = l \cdot b \cdot v_0, \quad (2-84)$$

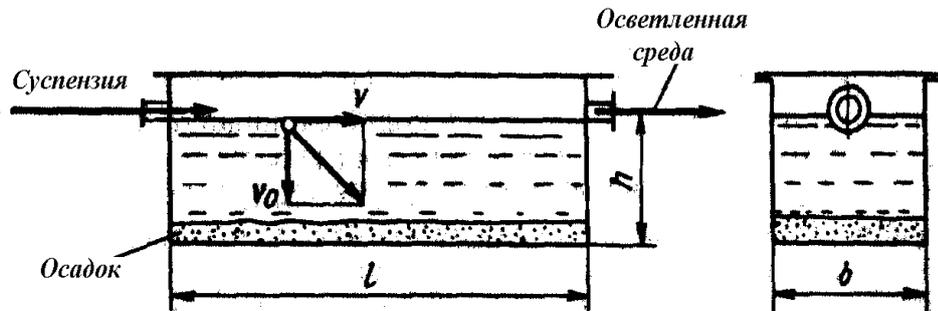


Рис.2.46. К расчету производительности отстойника т.е. она равна произведению площади отстаивания $F_0 = l \cdot b$ на скорость отстаивания.

Если задана производительность отстойника, то из уравнения (2-84) можно определить площадь поверхности отстаивания:

$$F_0 = V_\tau / v_0. \quad (2-85)$$

Уравнение (2-84) показывает, что производительность отстойника зависит только от скорости и поверхности осаждения, а не от его высоты. Поэтому отстойники имеют значительную площадь при небольшой высоте, которая обычно не превышает 1,8-4,5 м, а для отстойников очень больших диаметров не более 7 м. Это условие реализовано, например, в конструкциях многоярусных отстойников.

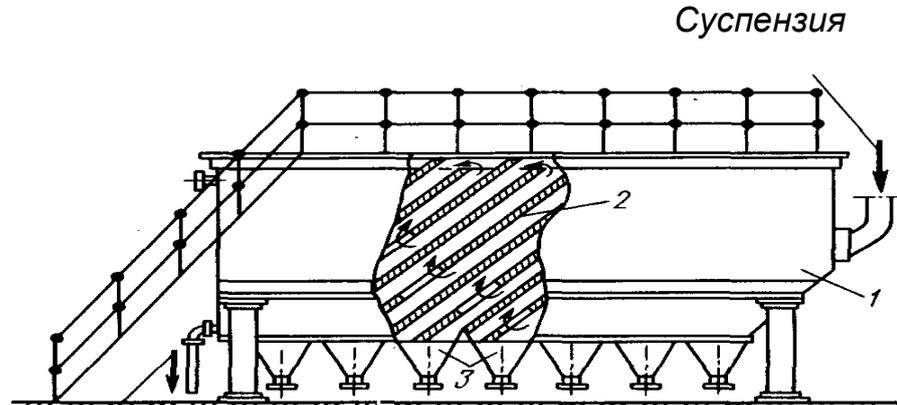
Конструкции отстойников

Отстойники бывают периодического, непрерывного и полунепрерывного действия.

Отстойник периодического действия представляет собой плоский бассейн без перемешивающих устройств. Бассейн заполняется суспензией, которая отстаивается в нем в течение необходимого для разделения времени. Затем осветленный слой жидкости сливают (декантируют) через штуцера, расположенные выше слоя осадка. Осевший осадок (шлам) выгружают вручную.

Размеры и форма отстойников зависят от концентрации дисперсной фазы и размеров частиц. С увеличением плотности и размеров частиц размеры отстойника уменьшаются. Продолжительность отстаивания зависит от вязкости дисперсионной фазы, которая снижается с повышением температуры. Поэтому для ускорения процесса отстаиваемую суспензию подогревают (если это не противоречит технологии).

В отстойник полунепрерывного действия с наклонными перегородками (рис. 2.47.) суспензия подается через штуцер и направляется с помощью наклонных перегородок попеременно сверху вниз и снизу вверх. Устройство перегородок увеличивает продолжительность пребывания суспензии и площадь поверхности отстаивания. Шлам собирается в конических бункерах и по мере накопления удаляется из них через краны.



Осветленная жидкость

Рис. 2.47. Отстойник полунепрерывного действия с наклонными перегородками: 1 — корпус; 2 — наклонные перегородки; 3 — бункера

Осветленная жидкость отводится из отстойника через верхний штуцер. Наибольшее распространение в промышленности получили отстойники непрерывного действия.

Непрерывнодействующий отстойник с гребковой мешалкой (рис. 2.48.) представляет собой цилиндрический резервуар с коническим днищем и внутренним кольцевым желобом вдоль верхнего края отстойника. Мешалка с наклонными лопастями, на которых расположены гребки для перемещения осадка к разгрузочному люку, вращается с переменной частотой от 0,02 до 0,5 мин.

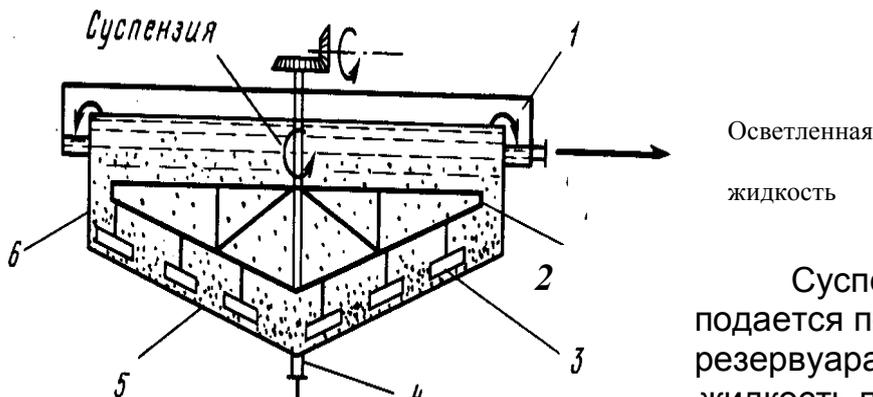


Рис. 2.48. Отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой:
1 — кольцевой желоб; 2 — мешалка;
3 — гребок; 4 — люк; 5 — коническое днище; 6 — цилиндрический резервуар

Осветленная жидкость

Суспензия непрерывно подается по трубе в середину резервуара. Осветленная жидкость переливается в кольцевой желоб и отводится из

отстойника. Шлам удаляется при помощи диафрагменного насоса. Извлечение жидкости из шлама, если она является ценной для производства или ее извлечение необходимо по технологическим условиям, производится в установке для противоточной промывки. В таких отстойниках достигаются равномерная плотность осадка, эффективное его обезвоживание. Недостатком гребковых отстойников является их громоздкость.

В многоярусных отстойниках, которые представляют собой несколько отстойников, поставленных один на другой, или цилиндрический резервуар с коническим дном, внутри которого имеются конические перегородки, разделяющие отстойники на ярусы (рис. 2.49.), значительно снижена громоздкость и увеличена площадь поверхности отстаивания. Такие отстойники используются на сахарных заводах для сгущения сатурационных соков.

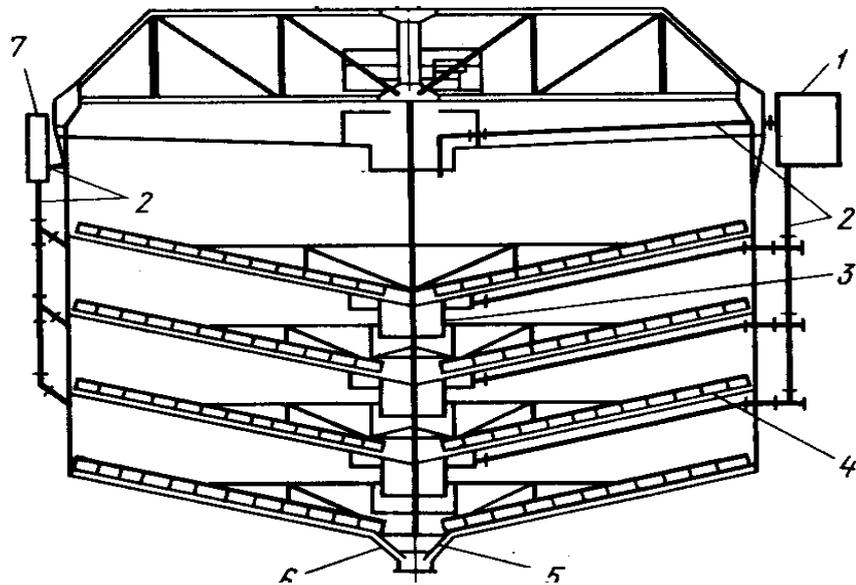


Рис.2.49. Многоярусный отстойник:

- 1 — распределительное устройство; 2 — трубы; 3 — стакан;
 4 — гребковая мешалка; 5 — разгрузочный конус; 6 — скребок;
 7 — коллектор; 8 — рама

Отстойник имеет общий вал, на котором расположены гребковые мешалки. Суспензия через распределительное устройство подается по трубам в стаканы каждого яруса отстойника. Осветленная жидкость собирается через кольцевые желоба в коллектор. Ярусы соединены стаканами для удаления шлама. Стакан каждого вышерасположенного яруса опущен нижним концом в слой шлама нижерасположенного яруса. Таким образом ярусы отстойника последовательно соединены по шламу. Шлам удаляется только из нижнего яруса через разгрузочный конус, в котором установлен скребок.

Отстойник для непрерывного разделения эмульсий (рис.2.50.) состоит из нескольких частей. Эмульсия подается в левую часть отстойника, откуда поступает в среднюю сепарационную камеру. Перегородки 2 позволяют регулировать высоту уровня смеси. В сепарационной части происходит

разделение исходной смеси на составляющие под действием сил тяжести. Легкая жидкость поднимается и вытекает из отстойника через верхний штуцер. Тяжелая жидкость опускается, проходит под правой перегородкой 3 и вытекает через нижний штуцер. Каналы для выхода жидкости образуют сообщающиеся между собой сосуды.

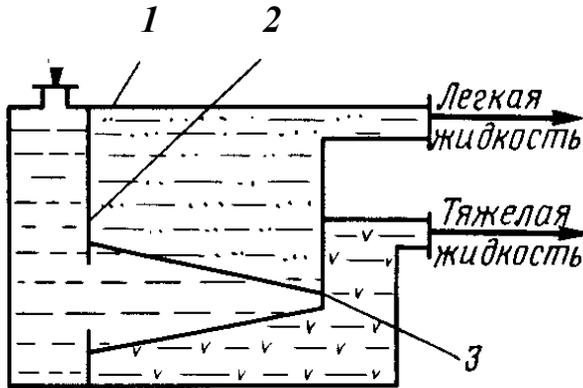


Рис.2.50. Отстойник для разделения эмульсий: 1—корпус; 2—левая перегородка; 3— правая перегородка

суспензий?

2.2.1.2. Фильтрация

Фильтрацией называется процесс разделения неоднородных систем с твердой дисперсной фазой, основанный на задержании твердых частиц пористыми перегородками, которые пропускают дисперсионную среду.

В пищевой промышленности эти процессы получили большое распространение (в пивоварении для отделения дробины от сусла и для осветления готового продукта - пива и т.д.).

Типы фильтрационных процессов

Процессы промышленного фильтрования могут быть разделены на две группы, отличающиеся своеобразием механизма. К первой относятся процессы фильтрования с образованием осадка. Обычно это маловязкие жидкости, содержащие значительное количество твердой фазы. Хотя диаметры отверстий фильтрующей перегородки больше размера взвешенных частиц, только первые порции фильтрата уносят с собой небольшую часть твердой фазы, прошедшую через фильтр. В дальнейшем отверстия перекрываются сводами из частиц. Образуется осадок, толщина которого увеличивается по мере продолжения процесса фильтрования. И он начинает играть основную роль при задержании последующих частиц, размеры которых больше размеров капилляров осадка. По мере роста толщины слоя осадка увеличивается сопротивление фильтрованию и уменьшается его скорость, которая определяется перепадом давления перед и после фильтрующей перегородки, т.к. только при выполнении этого условия будет осуществляться процесс фильтрования.

Вторая группа фильтрования - закупорочное фильтрование. Этот процесс имеет место, когда размеры частиц малы и количество их невелико, а также при фильтровании весьма вязких суспензий.

Осаждение в таких суспензиях протекает медленно и своды над отверстиями фильтрующего материала не образуются. Твердые частицы проникают в капилляры фильтра и застревают там, задерживаясь за счет

прилипания или на поворотах. Частицы осадка, накапливаясь в порах фильтра, закупоривают их. При этом живое сечение фильтра уменьшается, и сопротивление растет. К этому типу приближается процесс фильтрования пива.

Кроме описанных двух случаев фильтрования имеется промежуточный, при котором имеет место как проникновение осадка в капилляры и их закупоривание, так и образование слоя осадка.

Таким образом, тип фильтрования зависит от свойств суспензии, фильтрующей перегородки, давления фильтрования. Поэтому одна и та же суспензия может фильтроваться при соответствующих условиях различно.

Основные закономерности фильтрования

Ввиду небольшого размера отверстий в слое осадка и фильтровальной перегородке, а также малой скорости движения жидкой фазы в них можно считать, что фильтрование протекает в ламинарной области. При этом условия скорость фильтрования в каждый данный момент прямо пропорциональна разности давлений и обратно пропорциональна вязкости жидкости фазы и общему гидравлическому сопротивлению слоя осадка и фильтровальной перегородки. В связи с тем, что в общем случае в процессе фильтрования значения разности давлений и гидравлического сопротивления слоя осадка с течением времени изменяются, то переменную скорость фильтрования w (м/сек) выражают в дифференциальной форме, а основное уравнение фильтрования имеет вид:

$$w = \frac{dV}{S \cdot d\tau} = \frac{\Delta P}{(R_{oc} + R_{ф.п.}) \cdot \mu}, \quad (2-86)$$

где V - объем фильтрата, м³; S - поверхность фильтрования, м²; τ - продолжительность фильтрования, сек; ΔP - разность давлений, Н/м²; μ - вязкость жидкой фазы суспензии, Н·сек/м²; R_{oc} - сопротивление слоя осадка, м⁻¹; $R_{ф.п.}$ - сопротивление фильтровальной перегородки (его можно считать приблизительно постоянным).

Величина R_{oc} по мере увеличения толщины слоя осадка изменяется от нуля в начале фильтрования до максимального значения в конце процесса. Для интегрирования уравнения (2-86) необходимо установить зависимость между R_{oc} и объемом полученного фильтрата. Учитывая пропорциональность объемов осадка и фильтрата, обозначим отношение объема осадка V_{oc} к объему фильтрата V через x_0 . Тогда объем осадка $V_{oc} = x_0 \cdot V$. Вместе с тем объем осадка может быть выражен как $V_{oc} = h_{oc} \cdot S$, где h_{oc} – высота слоя осадка. Следовательно:

$$V \cdot x_0 = h_{oc} \cdot S.$$

Отсюда толщина равномерного слоя осадка на фильтровальной перегородке составит:

$$h_{oc.} = x_{oc.} \cdot \frac{V}{S}, \quad (2-87)$$

а его сопротивление

$$R_{oc.} = r_o \cdot h_{oc.} = r_o \cdot x_{oc.} \cdot \frac{V}{S}, \quad (2-88)$$

где r_o - удельное сопротивление слоя осадка, m^{-2} .

Подставив значение R_{oc} из выражения (2-88) в уравнение (2-86) получим:

$$w = \frac{dV}{S \cdot d\tau} = \frac{\Delta P}{\left(r_o \cdot x_{oc.} \cdot \frac{V}{S} + R_{\phi.n.} \right) \cdot \mu}. \quad (2-89)$$

Уравнение фильтрования при постоянной разности давлений

При $\Delta P = \text{const}$ и неизменной температуре для фильтра данной конструкции и выбранной фильтровальной перегородки все входящие в уравнение (2-89) величины, за исключением V и τ , постоянны. Проинтегрируем это уравнение в пределах от 0 до V и от 0 до τ .

$$\int_0^V \mu \left(r_o \cdot x_o \cdot \frac{V}{S} + R_{\phi.n.} \right) dV = \int_0^{\tau} \Delta P \cdot S \cdot d\tau, \quad (2-90)$$

$$\text{или } \mu \cdot r_o \cdot x_o \cdot \frac{V^2}{2S} + \mu \cdot R_{\phi.n.} \cdot V = \Delta P \cdot S \cdot \tau.$$

Разделив обе части на $\mu \cdot r_o \cdot x_o / 2S$, окончательно получим:

$$V^2 + 2 \cdot \frac{R_{\phi.n.} \cdot S}{r_o \cdot x_o} \cdot V = 2 \cdot \frac{\Delta P \cdot S^2}{\mu \cdot x_o \cdot r_o} \cdot \tau. \quad (2-91)$$

Уравнение (2-91) применимо к несжимаемым и сжимаемым осадкам, поскольку при $\Delta P = \text{const}$ величины r_o и x_o также постоянны.

Из уравнения (2-89) следует, что при $\Delta P = \text{const}$, по мере увеличения объема фильтрата, а следовательно, и продолжительности процесса, скорость фильтрования уменьшается.

Уравнение фильтрования при постоянной скорости процесса

Для получения уравнения процесса для данного случая производную $dV/d\tau$ заменяем равным отношением конечных величин V/τ . После такой замены, решая уравнение (2-89) относительно ΔP , находим

$$\Delta P = \mu \cdot r_0 \cdot x_0 \frac{V^2}{S^2 \cdot \tau} + \mu \cdot R_{\phi.n.} \cdot \frac{V}{S \cdot \tau} \quad (2-92)$$

Умножив и разделив первое слагаемое правой части этого уравнения на "τ" и приняв во внимание, что постоянная скорость фильтрования $w = \frac{V}{S \cdot \tau}$ получим:

$$\Delta P = \mu \cdot r_0 \cdot x_0 \cdot w^2 \cdot \tau + \mu \cdot R_{\phi.n.} \cdot w \quad (2-93)$$

Уравнение (2-93) показывает, что при $w = const$ разность давлений возрастает по мере увеличения продолжительности фильтрования. Это уравнение применимо к несжимаемым осадкам; при использовании его для сжимаемых осадков следует иметь ввиду зависимость удельного сопротивления от разности давлений.

Основные типы фильтрационных аппаратов

Фильтровальное оборудование бывает периодического и непрерывного действия. По принципу действия оно делится на две группы:

- Оборудование, работающее при постоянном перепаде давления.
- Оборудование, работающее при постоянной скорости фильтрования.

Фильтры, используемые для разделения суспензии, работают как под вакуумом, так и под избыточным давлением, периодически и непрерывно. К фильтрам, работающим под давлением, предъявляются повышенные требования к механической прочности. Они изготавливаются по нормам Госгорконтнадзора для сосудов, работающих под давлением. В фильтрах периодического действия осадок удаляется после прекращения процесса фильтрования, в фильтрах непрерывного действия — по мере необходимости без остановки процесса.

При разработке новых видов фильтровального оборудования следует ориентироваться на создание компактных аппаратов с развитой фильтровальной поверхностью, позволяющих проводить ее регенерацию без остановки технологического процесса.

Нутч-фильтр (рис. 2.51.), работающий как под вакуумом, так и под избыточным давлением, широко распространен в малотоннажных производствах. Выгрузка из него осадка механизирована. Для сброса осадка фильтр снабжен перемешивающим устройством в виде однолопастной мешалки. Для удаления осадка из фильтра на цилиндрической части корпуса предусмотрен люк.

Суспензия и сжатый воздух подаются через отдельные штуцера, фильтрат удаляется через штуцер 4. Фильтр снабжен предохранительным клапаном.

Цикл работы фильтра состоит из заполнения его суспензией, фильтрования суспензии под давлением, удаления осадка с фильтровальной перегородки при вращающейся мешалке и регенерации фильтровальной перегородки. В таких фильтрах может проводиться одновременно промывка осадка.

Для фильтрования суспензии применяются фильтровальные перегородки из картона, бейтинга и синтетических волокон. Преимуществами фильтровальных перегородок из синтетических волокон являются высокая механическая прочность, термическая и химическая стойкость.

Из синтетических волокон изготавливаются фильтровальные перегородки с постепенно изменяющейся плотностью, что обеспечивает глубинное фильтрование суспензий, содержащих малое количество твердой фазы. Меняющаяся по глубине плотность фильтровального материала позволяет захватывать частицы по всей глубине фильтра. При этом крупные частицы задерживаются в наружных, а мелкие — в глубинных слоях фильтра. Селективное фильтрование обеспечивает высокую скорость фильтруемой среды, предотвращает закупоривание поверхностных пор и продлевает срок службы фильтров.

Рамный фильтр-пресс (рис. 2.52.) используется для осветления виноматериалов, вина, молока, пива. Фильтрующий блок состоит из чередующихся рам и плит с зажатой между ними фильтровальной тканью или

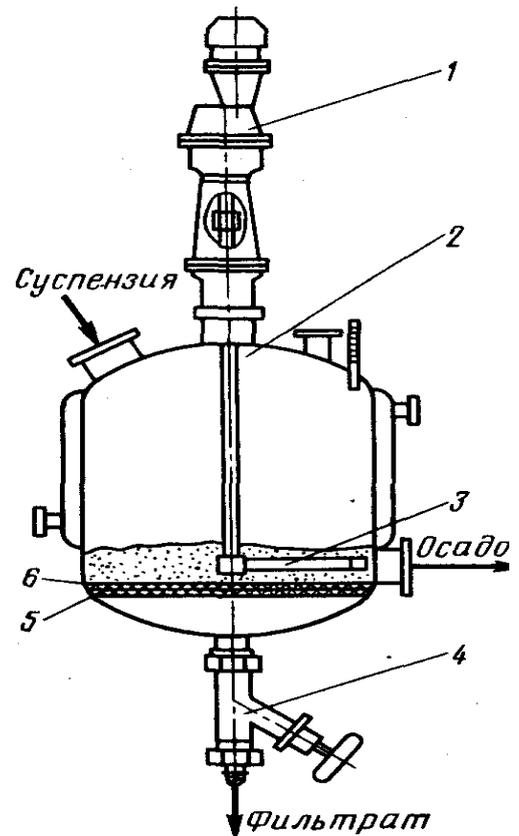


Рис. 2.51. Нутч-фильтр с перемешивающим устройством:
1 — привод; 2 — корпус фильтра;
3 — мешалка; 4 — спускной кран;
5 — фильтровальная перегородка;
6 — фильтровальная ткань

картоном. Рамы и плиты зажимаются в направляющих 6 зажимным винтом 7. Фильтр монтируется на металлической станине.

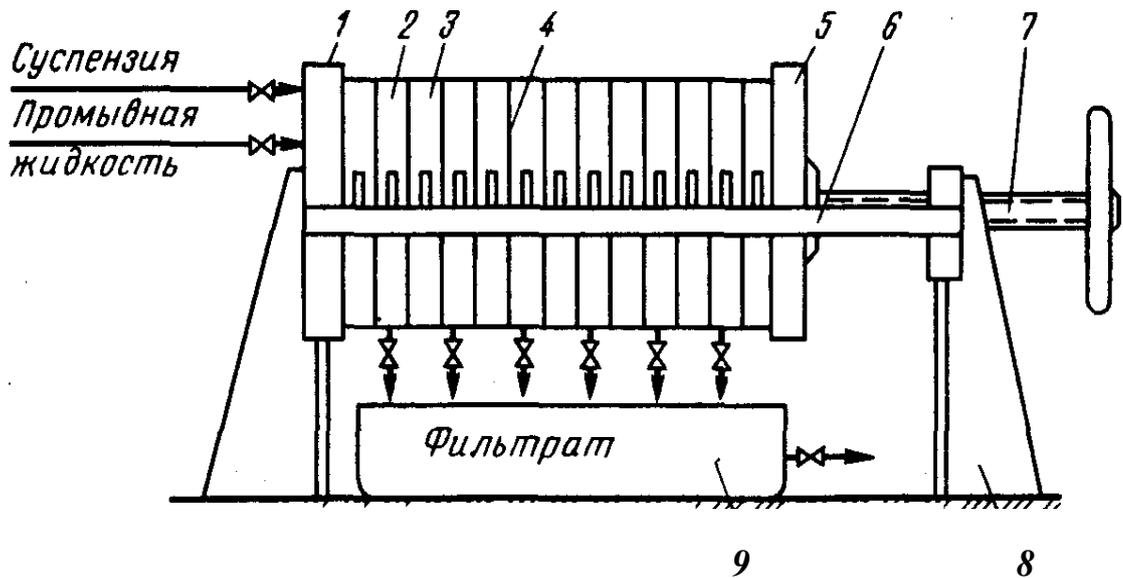


Рис. 2.52. Рамный фильтр-пресс:

- 1 — упорная плита; 2 — рама; 3 — плита; 4 — фильтровальная перегородка;
5 — подвижная плита; 6 — горизонтальная направляющая; 7 — винт;
8 — станина; 9 — желоб

Каждая рама и плита имеют каналы для ввода суспензии и промывной жидкости. На поверхности плит с обеих сторон расположены сборные каналы 4, ограниченные сверху дренажными каналами, а снизу отводным каналом. При фильтровании суспензия под давлением подается через каналы в рамах и плитах и распределяется по всем рамам. Фильтрат стекает по дренажным и сборным каналам в плитах и удаляется через отводные каналы. При промывке осадка промывная жидкость под давлением вводится через соответствующие каналы, распределяется по рамам и проходит обратным током через фильтровальную перегородку, промывает осадок, а затем удаляется из фильтра через отводные каналы. При промывке отводные каналы всех нечетных плит блока должны быть закрыты.

Основным недостатком рамных фильтр-прессов является трудоемкость выгрузки осадка и замены фильтровальной перегородки. Для выгрузки осадка необходимы разборка вручную фильтровального блока и промывка плит и рам.

Фильтр-пресс автоматизированный камерный с механизированной выгрузкой осадка (ФПАКМ) используется для разделения тонкодисперсных суспензий концентрацией 10—500 кг/м³ при температурах до 80°С. Является фильтром периодического действия. Он состоит из ряда прямоугольных фильтров (рис.2.53.), расположенных вплотную один под другим, благодаря чему возрастает удельная площадь поверхности фильтрования по отношению к площади, занимаемой фильтром.

В положении Л в камеру из коллектора 8 последовательно поступают суспензия на разделение, жидкость для промывки и сжатый воздух для

подсушки осадка. Фильтрат, промывная жидкость и воздух отводятся по каналам 12 в коллектор 10. В пространстве 11 по каналам 9 подается вода под давлением, которая с помощью водонепроницаемой диафрагмы 6 отжимает осадок (положение Б). Затем плиты раздвигаются и осадок удаляется из фильтра через образовавшиеся щели (положение В).

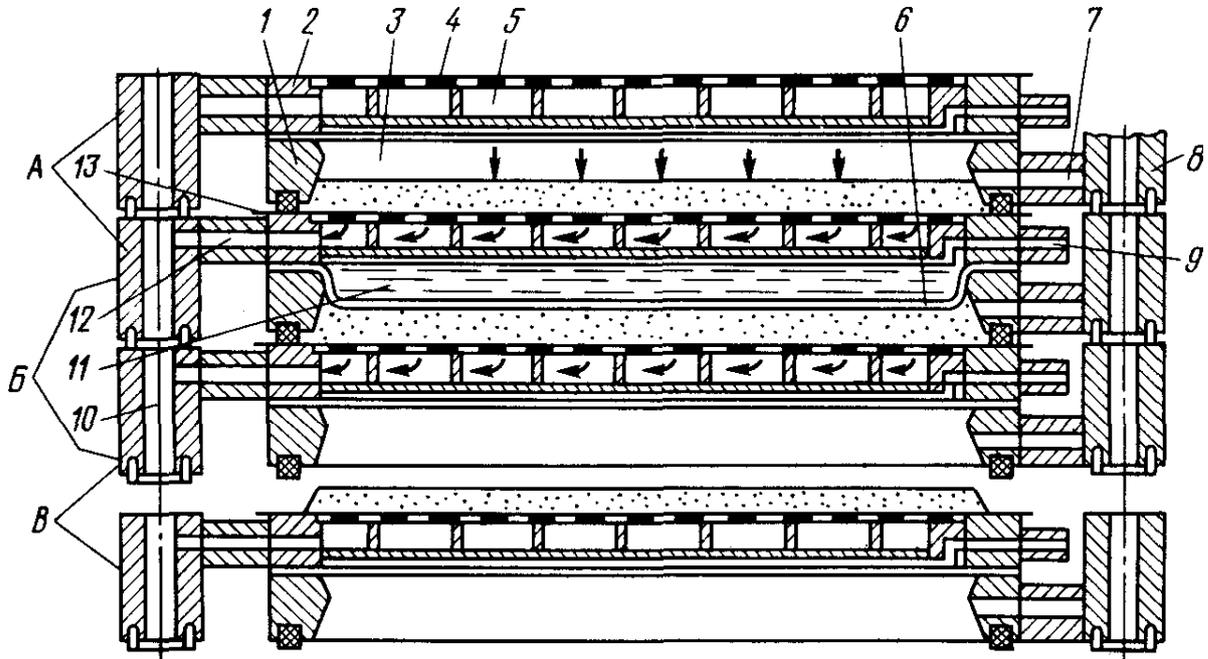


Рис. 2.53. Фильтр-пресс с горизонтальными камерами (ФПАКМ):

- 1 — нижняя плита; 2 — верхняя плита; 3 — пространство для суспензии и осадка; 4 — перфорированный лист; 5 — пространство для фильтрата; 6 — эластичная диафрагма; 7, 9, 12 — каналы; 8 — коллектор для суспензии; 10 — коллектор для отвода фильтрата; 11 — пространство для воды; 13 — фильтровальная ткань

Барабанные вакуум-фильтры применяются для непрерывного разделения суспензий концентрацией 50—500 кг/м³. Твердые частицы могут иметь кристаллическую, волокнистую, аморфную, коллоидальную структуру. Производительность фильтра зависит от структуры твердых частиц и снижается в указанной выше последовательности.

Барабанные вакуум-фильтры (рис.2.54.) выпускаются с внешней и внутренней фильтрующей поверхностью, которая обтягивается текстильной фильтровальной тканью. Вращающийся горизонтальный перфорированный барабан разделен перегородками на несколько секций одинаковой формы, которые за оборот барабана проходят несколько рабочих зон: фильтрования, обезвоживания, промывки, удаления осадка и регенерации фильтровальной ткани. Устройством, управляющим работой фильтра, является распределительная головка, через которую секции барабана в определенной последовательности подсоединяются к магистралям вакуума, сжатого воздуха и промывной жидкости. В стадии фильтрования зона фильтра под фильтрующей тканью соединяется с вакуумом и фильтрат, находящийся в корыте, проходит через фильтровальную ткань. Осадок откладывается на ее поверхности. Промытый и подсушенный осадок непрерывно срезается ножом.

Чтобы взвешенные частицы не отстаивались, корыто снабжено качающейся мешалкой.

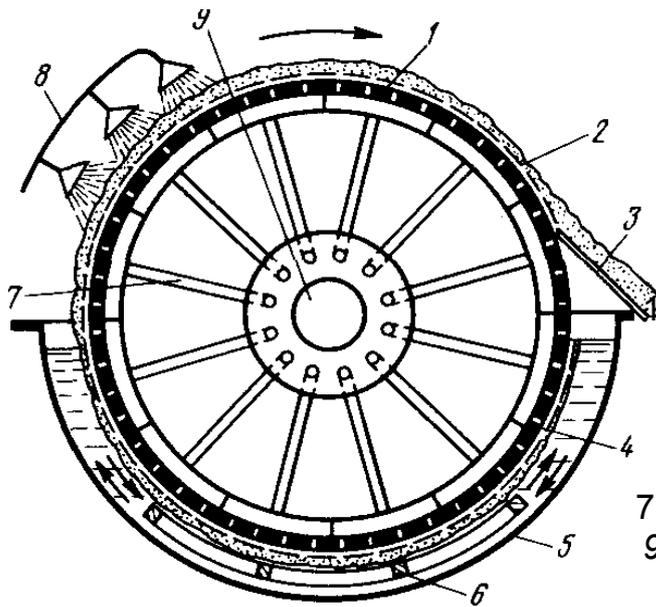


Рис. 2.54. Барабанный вакуум-фильтр с распределительной головкой:

- 1 — перфорированный барабан;
- 2 — фильтровальная ткань;
- 3 — ножевое устройство;
- 4 — секция; 5 — корыто;
- 6 — мешалка;
- 7 — труба; 8 — разбрызгиватель;
- 9 — распределительная головка

Ленточный фильтр (рис. 2.55.) состоит из рамы, приводного и натяжного барабанов, между которыми натянута бесконечная перфорированная резиновая лента. Под ней расположены вакуум-камеры, соединенные в нижней части с коллекторами для отвода фильтрата и промывной жидкости. За счет вакуума лента прижимается к верхней части вакуум-камер. К резиновой ленте натяжными роликами 7 прижимается фильтровальная ткань, выполненная также в виде бесконечной ленты.

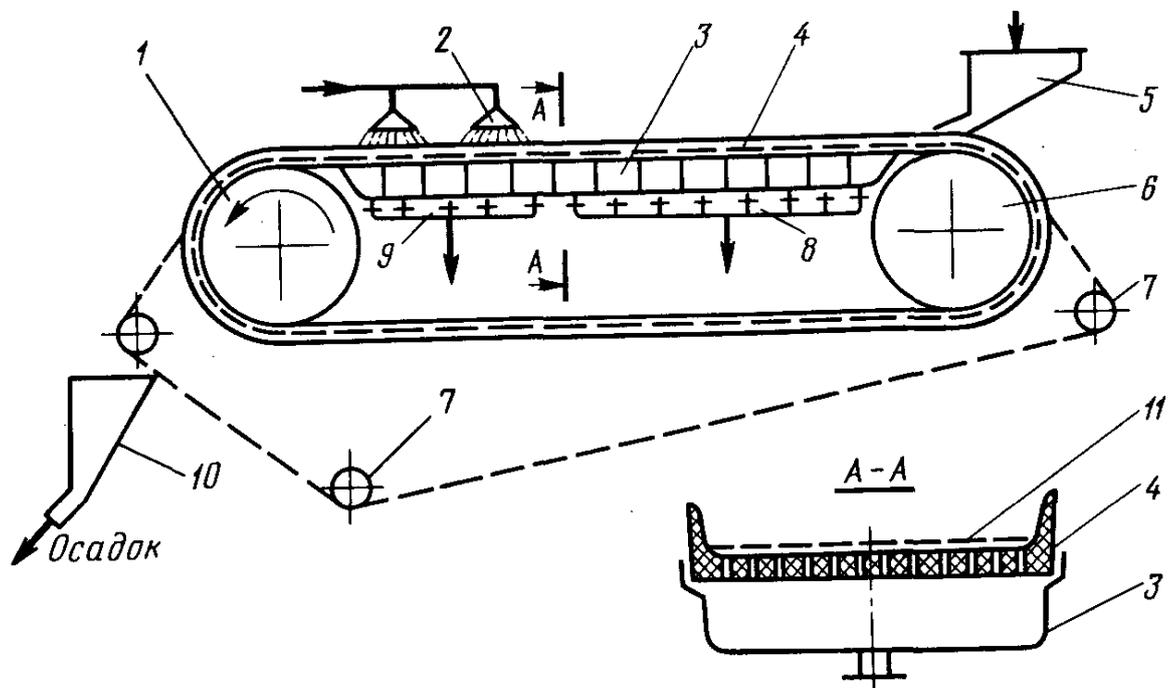


Рис. 2.55. Ленточный вакуум-фильтр:

- 1 — приводной барабан; 2 — форсунка; 3 — вакуум-камера;
- 4 — резиновая лента; 5 — лоток; 6 — натяжной барабан; 7 — натяжные ролики; 8 — коллектор для отвода фильтрата; 9 — коллектор для отвода

промывной жидкости; 10—сборник осадка;

Суспензия подается на фильтровальную ткань из лотка 5. Фильтрат под вакуумом отсасывается в камеры и отводится через коллектор в сборник. Промывная жидкость подается через форсунки 2 на образовавшийся осадок и отсасывается в камеры, из которых через коллектор 9 отводится в сборник.-

На приводном барабане фильтрующая ткань отделяется от резиновой ленты и огибает направляющий ролик. При этом осадок соскальзывает с фильтровальной ткани и падает в сборник осадка. При прохождении фильтровальной ткани между роликами 7 она промывается, просушивается и очищается.

Интенсификация работы фильтров

Значительное увеличение масштабов пищевых производств и наличие большого числа осадков с повышенным гидравлическим сопротивлением обуславливает необходимость повышения производительности фильтров. Это может быть достигнуто за счет увеличения поверхности фильтрования отдельных фильтров и повышения скорости процесса путем нахождения оптимальных условий разделения суспензий. Последнее можно обеспечить с помощью трех групп способов: конструкционных, технологических и физико-химических.

К первой группе относятся автоматизация процессов фильтрования, реверсивное (при малой толщине осадка), динамическое (при непрерывном смывании осадка), неоднородное (при образовании осадка на цилиндрической поверхности с малым радиусом кривизны) и вибрационное фильтрование.

Способы второй группы заключаются в выборе оптимальных значений толщины осадка, разности давлений, концентрации суспензии. При этом важно провести предварительную классификацию твердых частиц суспензии на тонко- и грубодисперсные.

Сущность способов третьей группы сводится к таким физико-химическим воздействиям на суспензию, которые обуславливают значительное уменьшение удельного сопротивления осадка. Эти воздействия могут производиться во время или после получения суспензии.

В первом случае в результате выбора надлежащих условий образования суспензии (температура, концентрация и т.д.) можно увеличить размер твердых частиц, получить кристаллические частицы вместо аморфных, предотвратить образование смолистых и коллоидных примесей; при этом удельное сопротивление осадка или отдельных суспензий может быть уменьшено в десятки раз.

Во втором случае после прибавления к суспензии агрегирующих или вспомогательных веществ удельное сопротивление осадка также заметно уменьшается. Фильтровальное вспомогательное вещество, добавляемое в исходную суспензию, состоит из относительно крупных несжимаемых частиц. Такие вещества используются, например, при разделении суспензий, содержащих тонкодисперсные твердые или легкосжимаемые частицы. Вспомогательное вещество должно обладать небольшой насыпной

плотностью, быть пористым и химически инертным. Наиболее употребим диатомит (фильтрование фруктовых соков, напитков, сахарных сиропов и т.д.) и целлюлоза (бумажная масса) - пиво, вино. Часто вспомогательное вещество наносят тонким слоем на фильтровальную перегородку, что предохраняет ее отверстия от закупоривания.

2.2.1.3. Центрифугирование

Под центрифугированием понимают процесс разделения неоднородных систем в поле центробежных сил с использованием сплошных или проницаемых для жидкости перегородок. Процесс центрифугирования проводят в машинах, называемых центрифугами. Центрифуга в простейшем случае представляет собой вертикальный цилиндрический ротор со сплошными или перфорированными боковыми стенками. Ротор, закрепленный на валу, помещают в соосный цилиндрический неподвижный кожух, закрываемый съемной крышкой. Если ротор перфорированный, то на его внутренней стенке размещается фильтровальная ткань. Под действием центробежных сил суспензия разделяется на осадок и жидкую фазу, называемую фугатом. Осадок остается в роторе, а фугат удаляется из него. В отстойных центрифугах со сплошными стенками производится разделение эмульсий и суспензий по принципу отстаивания, причем сила тяжести заменяется на центробежную силу.

В фильтрующих центрифугах с проницаемыми стенками осуществляется процесс разделения суспензий по принципу фильтрования, причем вместо разности давлений используется действие центробежных сил.

Таким образом, общие закономерности центрифугирования, фильтрации и отстаивания имеют сходство. Однако эти процессы в центрифугах протекают гораздо сложнее, т.к. вместо силы тяжести и разности давлений здесь действует центробежная сила, достигающая значительной величины. Кроме того, плоские слои жидкости и осадка заменяются в этом случае слоями с цилиндрическими граничными поверхностями, усложняющими зависимость процесса от геометрических факторов.

Разделение эмульсий в отстойных центрифугах обычно называется сепарацией, а устройства в которых осуществляется этот процесс - сепараторами. При разделении суспензий в отстойных центрифугах различают процессы центробежного осветления и центробежного отстаивания. В первом случае из жидкости удаляются твердые примеси, содержащиеся в незначительном количестве (< 5%).

Фактор разделения

Отношение центробежного ускорения w^2/r к ускорению силы тяжести называется фактором разделения или центробежным критерием Фруда

$$\Phi_p = Fr_u = \frac{w^2}{r \cdot g} = \frac{\omega^2 \cdot r}{g} \cong \frac{n^2 \cdot r}{900}, \quad (2-94)$$

где: W - окружная скорость вращения ротора, м/сек;

r - внутренний радиус ротора, м;

ω - угловая скорость вращения ротора, рад/сек;

n - число оборотов ротора, мин.

Фактор разделения является важной характеристикой центрифуг, т.к. их разделяющая способность при прочих равных условиях зависит от его величины. Он показывает во сколько раз скорость осаждения частиц твердой фазы при центрифугировании больше скорости подобного процесса в отстойниках.

Анализ выражения (2-94) показывает, что увеличение числа оборотов ротора значительно больше влияет на величину фактора разделения, чем увеличение радиуса. Все центрифуги по величине фактора разделения подразделяются на 2 группы:

1. Нормальные центрифуги, $\Phi_p < 3000$.
2. Сверхцентрифуги, $\Phi_p > 3000$.

Основные закономерности осаждения в центробежном поле

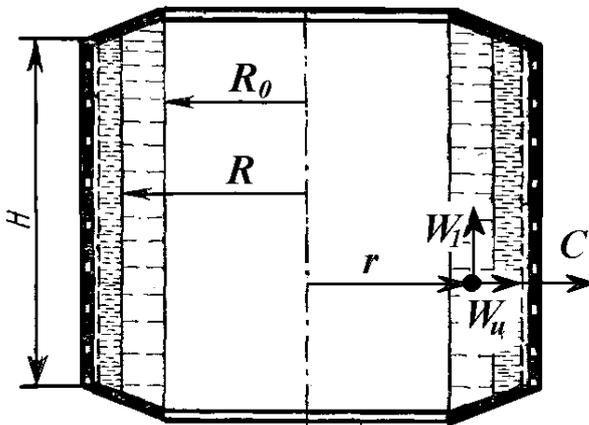


Рис. 2.56. Схема центрифуги

Рассмотрим простой проточный сепаратор с одним ходом жидкости через барабан (Рис.2.56). Если жидкость в кольцевом пространстве движется вверх со скоростью W_1 , то твердые частицы одновременно перемещаются и в радиальном направлении под действием центробежной силы C со скоростью W_u . Поскольку величина центробежной силы увеличивается, по мере удаления от оси вращения, скорость W_u является величиной

переменной и зависит от положения частицы в кольцевом пространстве барабана. Каждая частица должна успеть достигнуть стенки барабана прежде, чем она будет вынесена из него потоком жидкости. Следовательно, скорость протекания жидкости через барабан W_1 должна быть такой, чтобы самые мелкие частицы успели пройти через всю толщу жидкости $R - R_0 = S$.

Рассмотрим движение частицы, диаметр которой лежит в пределах применения закона Стокса (ламинарный режим). Такая частица тонет в жидкости под действием силы тяжести со скоростью

$$w_0 = \frac{1}{18} \cdot \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_T - \rho_{Ж})}{\nu \cdot \rho_{Ж}}, \text{ м/сек.}$$

Центробежная сила больше силы тяжести в $\omega^2 r/g$ раз. Где r -текущий радиус. Значит во столько же раз больше будет скорость передвижения частицы под ее действием

$$w_{ц} = \frac{g \cdot d^2}{18\nu} \cdot \frac{(\rho_T - \rho_{ж})}{\rho_{ж}} \cdot \frac{\omega^2 \cdot r}{g} \quad (2-95)$$

Подставляя в выражение (2-95) вместо скорости первую производную от пути по времени:

$$\frac{dS}{d\tau} = \frac{d^2}{18\nu} \cdot \frac{(\rho_T - \rho_{ж})}{\rho_{ж}} \cdot \omega^2 \cdot r.$$

Разделяя переменные и интегрируя в пределах от R_0 до R , получаем время осаждения частицы на стенку ротора:

$$\tau = \frac{18\nu\rho_{ж}}{(\rho_T - \rho_{ж})d^2 \cdot \omega^2} 2,3 \cdot \lg \frac{R}{R_0}, \quad \text{сек.} \quad (2-96)$$

Это время τ должно быть меньше времени прохождения частицы через барабан τ_1 или в пределе равно ему $\tau \leq \tau_1$, где:

$$\tau_1 = \frac{H}{w_1}, \quad \text{сек.} \quad (2-97)$$

Отсюда находим максимально допустимую скорость прохождения частицы через барабан:

$$w_1 = \frac{H}{\tau}, \quad \text{м/сек.} \quad (2-98)$$

Тогда пропускная способность сепаратора будет:

$$V = \pi(R^2 - R_0^2) \cdot w_1 \cdot 3600, \quad \text{м}^3/\text{час.} \quad (2-99)$$

Выражения (2-96) и (2-99) являются приближенными, т.к. не учитывают уменьшения сечения барабана и увеличения скорости жидкости вследствие отложения осадка, в результате чего частица проходит путь, меньший расчетного.

Для турбулентного и переходного режимов:

$$w_0 = \sqrt{3,03 \cdot g \cdot d \cdot \frac{(\rho_T - \rho_{ж})}{\rho_{ж}} \cdot \frac{\omega^2 \cdot r}{g}} \quad (2-100)$$

Отстойная центрифуга (рис. 2.57 а) состоит из сплошного барабана 1, в который с помощью трубы 2 подводится суспензия.

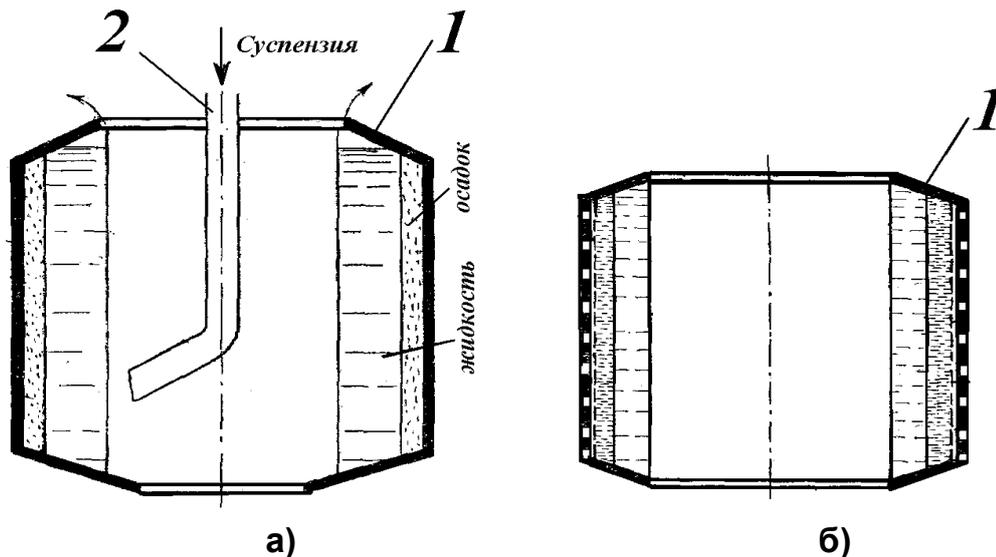


Рис.2.57. а) Ротор отстойной центрифуги
б) Ротор фильтрующей центрифуги

В заключение заметим, что действительная производительность отстойных центрифуг ниже расчетной. Это объясняется отставанием скорости вращения жидкости от скорости вращения ротора, из-за эффекта проскальзывания; неравномерностью течения жидкости вдоль ротора и увлечением части осадившихся частиц с его стенок; образованием вихревых зон, взмучивающих частицы.

Процессы в фильтрующих центрифугах

В общем случае разделение суспензий в фильтрующих центрифугах складывается из стадий образования, уплотнения и механической сушки осадка. В центрифугах этого типа возможна также и промывка осадка.

Процессы разделения суспензий на фильтрах и фильтрующих центрифугах значительно различаются. Как и для отстойных центрифуг, здесь следует отметить влияние возрастающих по радиусу ротора центробежной силы и площади поперечного сечения кольцевого слоя, что делает невозможным применение закономерностей фильтрования к процессам в фильтрующих центрифугах. Конечной задачей центробежного фильтрования является получение осадка с наименьшим содержанием жидкой фазы.

При анализе стадии образования осадка необходимо учитывать значительные сжимающие усилия, действующие на него в поле центробежных сил. Так в промышленных центрифугах давление в жидкости достигает $1,5 \text{ МН/м}^2$ (15 атм.), по сравнению с $0,1 \text{ МН/м}^2$ (1 атм.) в фильтрах. Поэтому в период образования осадка происходит наиболее интенсивное удаление жидкости. Движущая сила процесса при этом - центробежная. Суспензия, находясь в поле действия центробежных сил, разделяется на дисперсную и дисперсионную фазы. Барабан центрифуги (Рис.2.57 б) 1 перфорирован. Для этого в его стенках просверливается большое количество отверстий диаметром от 3 до 8 мм. При разделении суспензий в таких центрифугах твердая фаза оседает на внутренних стенках барабана, а жидкая просачивается через образующийся слой осадка и выбрасывается

наружу через отверстия под действием напора, создаваемого полем центробежной силы. Обычно, для предотвращения уноса мелких частиц твердой фазы вместе с фугатом, внутренние стенки барабана покрывают добавочным фильтром. В качестве таких фильтров используются решета из стальных листов с отверстиями 1...1,5 мм, проволочные сита, тканевые фильтры из полотна, бязи, фланели, керамических плиток и т.д. В течение первого периода фильтрации непрерывно нарастает слой осадка. Когда вся твердая фаза, находящаяся в суспензии, осаждена на фильтрующую поверхность и жидкость содержится только в капиллярах осадка, начинается второй период, во время которого происходит уплотнение осадка, причем жидкость, содержащаяся в нем, выжимается под действием центробежной силы. В результате частицы осадка сближаются между собой.

Третий период начинается тогда, когда система становится трехфазной, т.к. в освобождаемые от фильтрата капилляры начинает проникать воздух. В этот период жидкость удерживается на частицах осадка капиллярными и молекулярными силами. Под действием центробежной силы она постепенно продвигается по направлению фильтрующей перегородки. Так протекает процесс в фильтрующих центрифугах периодического действия.

В центрифугах непрерывного действия, в случае хорошо сжимаемого осадка, резко возрастает гидравлическое сопротивление слоя из-за уменьшения пористости осадка. Это приводит к существенному снижению скорости центрифугирования. Поэтому в отдельных случаях не исключено, что скорость процесса разделения суспензии в фильтрующей центрифуге будет меньше, чем на фильтре, при относительно небольшой разности давлений. Поэтому на центрифугах не всегда следует разделять суспензии, которые дают сильно сжимаемый осадок. Свойства осадка следует предварительно исследовать.

Центробежная фильтрация широко используется в свеклосахарном и рафинадном производствах, где при помощи этого процесса отделяют кристаллический сахар от маточного раствора. Применяется она также в производствах глюкозы и пива.

Расчет непрерывнодействующих фильтрующих центрифуг

Рассмотрим центрифугу с непрерывной выгрузкой осадка, в которой средняя его толщина h_{oc} может быть принята постоянной. Упрощенный метод ее расчета основан на применении уравнения фильтрования при постоянных разности давлений и скорости (2-86).

$$V = \frac{\Delta P \cdot S}{\mu(r_o h_{oc} + R_{\phi.n.})} \cdot \tau,$$

где V - объем фильтрата, м³.

Приняв $R_{\phi.n.} = 0$ и заменив разность давлений ΔP на давление $P_{ц}$ обусловленное действием центробежной силы, получим выражение для определения производительности центрифуги по фугату:

$$Q_T = \frac{P_{ц} \cdot S_{cp}}{\mu \cdot r_o \cdot h_{oc}}, \quad (2-101)$$

где S_{cp} - средняя поверхность фильтрования, а:

$$Q_T = V/\tau. \quad (2-102)$$

Для определения Q_T по выражению (2-101) необходимо вычислить $P_{ц}$ и h_{oc} . На рис.2.58. показана часть кольцевого слоя жидкости на периферии

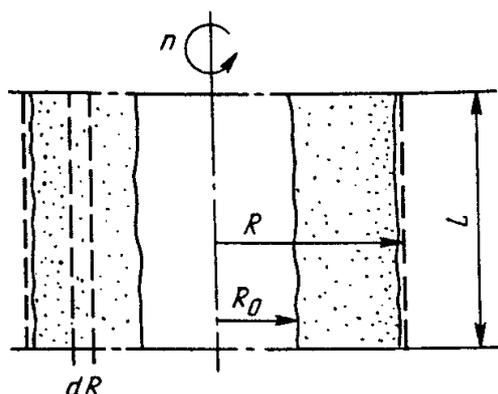


Рис.2.58. К расчету фильтрующей центрифуги

ротора. Ее элементарная масса d_m равна:

$$d_m = \rho_{жс} \cdot 2\pi r \cdot H dr, \quad (2-103)$$

где H - длина центрифуги, м.

Имея ввиду, что центробежная сила C

$$\text{равна } C = \frac{m}{r} \left(\frac{\pi \cdot n}{30} \cdot r \right)^2,$$

с учетом уравнения (2-103), запишем:

$$dc = \frac{\rho_{жс} \cdot 2\pi \cdot r \cdot H dr}{r} \cdot \frac{\pi^2 n^2 r^2}{900}. \quad (2-104)$$

Так как $S = 2\pi r \cdot H$, то:

$$\frac{dc}{S} = dP_{ц} = \rho_{жс} \cdot \frac{\pi^2 \cdot n^2}{900} r dr. \quad (2-105)$$

Проинтегрировав это выражение от 0 до $P_{ц}$ и от R_0 до R получим:

$$\int_0^{P_{ц}} dP_{ц} = \rho_{жс} \cdot \frac{\pi^2 \cdot n^2}{900} \int_{R_0}^R r dr, \quad (2-106)$$

или:

$$P_{ц} = \rho_{жс} \cdot \frac{\pi^2 \cdot n^2}{2 \cdot 900} (R^2 - R_0^2). \quad (2-107)$$

Толщина слоя осадка может быть найдена из соотношения:

$$h_{oc} = \frac{R - R_0}{\nu}, \quad (2-108)$$

где ν - коэффициент, величина которого зависит от типа центрифуги.

После подстановки в уравнение (2-101) значений $P_{ц}$ и h_{oc} из выражений

(2-107) и (2-108) определим Q_T :

$$Q_T = \nu \cdot k \cdot Q_{cp} \cdot S_{cp}, \quad (2-109)$$

где $k=1/\mu \cdot r_o$ - величина, характеризующая удельное сопротивление осадка;

$$Q_{cp} = \frac{\rho_{жс} \cdot \pi^2 \cdot n^2 \cdot r_{cp}}{900} \quad - \quad \text{величина пропорциональная}$$

центробежной силе. Причем:

$$r_{cp} = \frac{R^2 - R_0^2}{2(R - R_0)} = \frac{R + R_0}{2}, \quad (2-110)$$

Действительная производительность фильтрующих центрифуг определится из выражения: $Q_{\partial} = \eta_{ц} \cdot Q_T$,

где $\eta_{ц}$ - коэффициент эффективности центрифуги; он всегда меньше единицы.

Конструкции отстойных и фильтрующих центрифуг

Фильтрующие центрифуги периодического и непрерывного действия разделяются по расположению вала на вертикальные и горизонтальные, по способу выгрузки осадка — на центрифуги с ручной, гравитационной, пульсирующей и центробежной выгрузкой осадка. Главным отличием фильтрующих центрифуг от отстойных является то, что они имеют перфорированный барабан, обтянутый

Обычные центрифуги по характеру протекающих в них процессов делят на фильтрующие, отстойные и разделяющие, а скоростные (сепараторы и трубчатые центрифуги) на осветляющие и разделяющие. Центрифуги могут иметь горизонтальное и вертикальное расположение ротора. По принципу действия центрифуги делят на машины периодического, непрерывного действия и комбинированные.

Фильтрующие центрифуги периодического и непрерывного действия разделяются по расположению вала на вертикальные и горизонтальные, по способу выгрузки осадка — на центрифуги с ручной, гравитационной, пульсирующей и центробежной выгрузкой осадка. Главным отличием фильтрующих центрифуг от отстойных является то, что они имеют перфорированный барабан, обтянутый фильтровальной тканью.

В фильтрующей центрифуге периодического действия (рис.2.59.) суспензия загружается в барабан сверху. После загрузки суспензии барабан приводится во вращение. Суспензия под действием центробежной силы отбрасывается к внутренней стенке барабана. Жидкая дисперсионная фаза проходит через фильтровальную перегородку, а осадок осаждается на ней. Фильтрат по сливному патрубку направляется в сборник. Осадок после окончания цикла фильтрования выгружается вручную через крышку 3.

Конструкция фильтрующей центрифуги с перфорированным барабаном аналогична конструкции автоматической отстойной центрифуги с непрерывным ножевым съемом осадка.

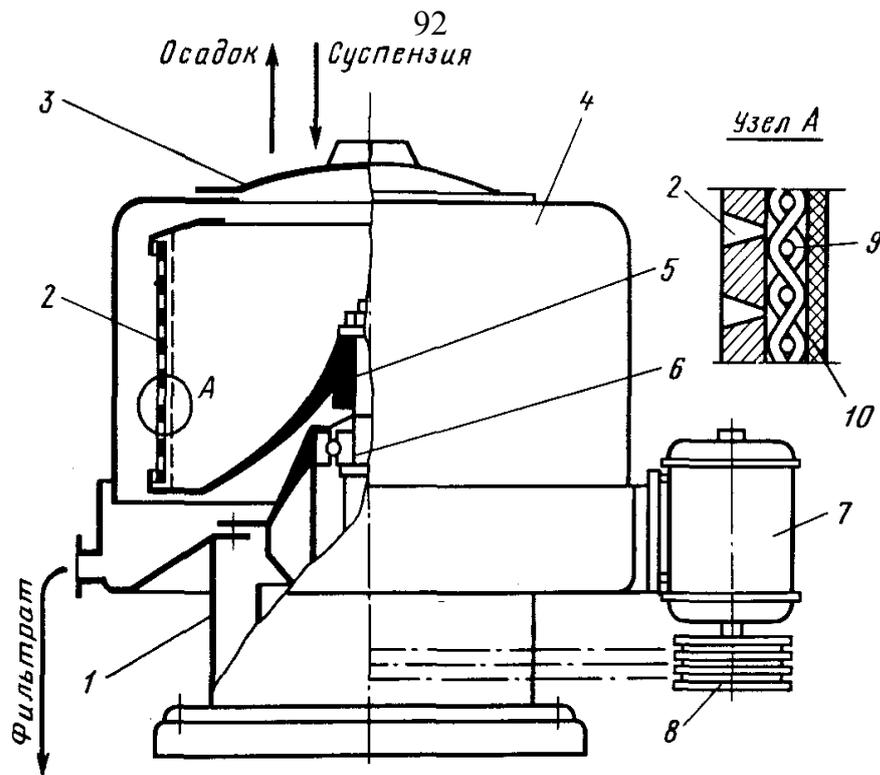


Рис. 2.59. Фильтрующая центрифуга периодического действия:
 1 — станина; 2 — перфорированный барабан; 3 — крышка; 4 — кожух;
 5 — ступица; 6 — подшипник; 7 — электродвигатель; 8 — шкив с ременной
 передачей; 9 — дренажная сетка; 10 — фильтрующая ткань

В саморазгружающихся центрифугах (рис.2.60.) осадок удаляется под действием гравитационной силы. Такие центрифуги выполняются с вертикальным валом, на котором располагается перфорированный барабан. Суспензия подается на загрузочный диск при вращении барабана с низкой частотой. Нижняя часть барабана имеет коническую форму, причем угол наклона делается большим, чем угол естественного откоса осадка. После окончания цикла фильтрования и остановки барабана осадок под действием гравитационной силы сползает со стенок барабана и удаляется из центрифуги через нижний ток.

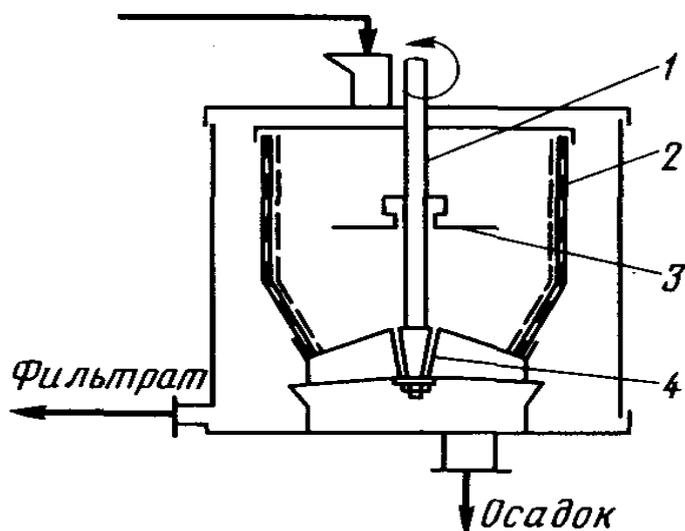


Рис. 2.60. Центрифуга с гравитационной выгрузкой осадка:
 1 — вал; 2 — барабан;
 3 — распределительный диск;
 4 — опорная втулка

В непрерывнодействующих фильтрующих центрифугах с пульсирующей выгрузкой осадка (рис.2.61.) фильтрат из центрифуги выводится непрерывно, а осадок периодически выгружается из барабана пульсирующим поршнем.

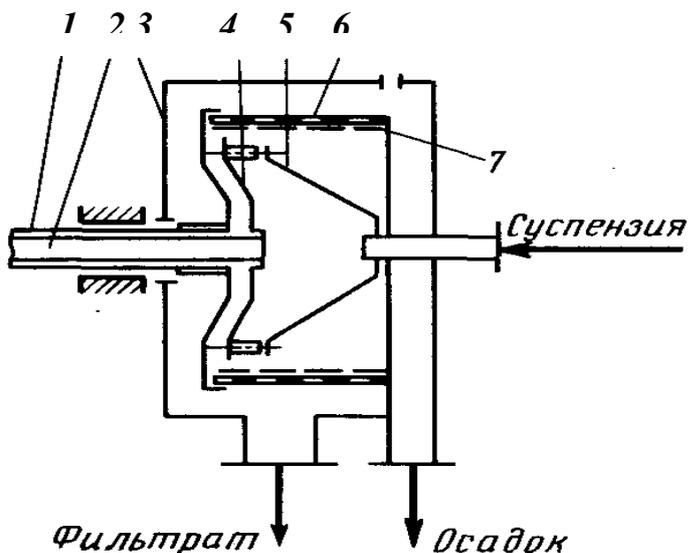


Рис.2.61. Центрифуга непрерывного действия с пульсирующей выгрузкой осадка:

- 1—полый вал; 2—шток;
3—корпус; 4 — поршень-толкатель; 5 — приемный конус;
6 — барабан; 7 — сито

Поршень-толкатель перемещается в горизонтальном направлении в барабане с помощью штока, который находится внутри полого вала барабана. Шток вращается вместе с валом и совершает одновременно возвратно-поступательные движения (10— 16 ходов в минуту, длина каждого хода составляет примерно 0,1 длины барабана). Сервомеханизм автоматически изменяет направление движения поршня.

Суспензия подводится по оси вала в приемный конус. В конусе имеются отверстия, по которым суспензия поступает в барабан. Внутренняя поверхность барабана покрыта фильтровальным ситом. Осадок, отложившийся на поверхности сита, промывается и перемещается поршнем к открытому концу барабана. Из барабана осадок выгружается в камеру для осадка.

Центрифуга непрерывного действия с центробежной выгрузкой осадка имеет конический перфорированный барабан, внутри которого вращается шнек со скоростью, несколько меньшей скорости вращения барабана. При вращении витки шнека снимают с барабана отложившийся осадок и перемещают его в нижнюю часть барабана, в камеру для осадка. Выгрузка осадка происходит под действием центробежной силы. При этом осадок не измельчается, его структура не изменяется, как, например, в центрифугах с ножевым срезом и выгрузкой осадка пульсирующим поршнем.

Отстойные центрифуги могут быть с вертикальным и горизонтальным расположением вала и барабана, периодического (подвод суспензии и выгрузка осадка производятся периодически), полунепрерывного (суспензия подается непрерывно, а осадок выгружается периодически) и непрерывного действия (подача суспензии и выгрузка осадка осуществляются непрерывно).

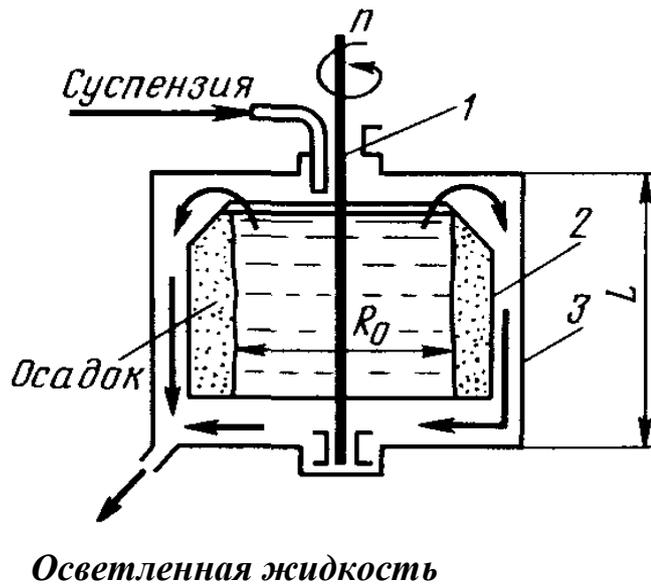


Рис. 2.62. Отстойная центрифуга:
1 — вал; 2 — барабан; 3 — корпус

Отстойная центрифуга периодического действия с ручной выгрузкой осадка (рис.2.62.) состоит из барабана, насаженного на вращающийся вал и помещенного в корпус. Под действием центробежной силы, возникающей при вращении барабана, твердые частицы оседают в виде сплошного слоя осадка на стенке барабана, а осветленная жидкость переливается в кожух и удаляется через расположенный внизу патрубок. По окончании процесса осадок выгружается из центрифуги.

Процесс в отстойной центрифуге состоит из разделения (осаждения) суспензии и отжима или уплотнения осадка. В автоматических отстойных центрифугах (рис.2.63.) загрузка материала, промывка, пропаривание и выгрузка осадка выполняются автоматически. Осадок после отделения жидкости снимается ножом 3 или скребком, который срезает его и направляет в желоб или на конвейер.

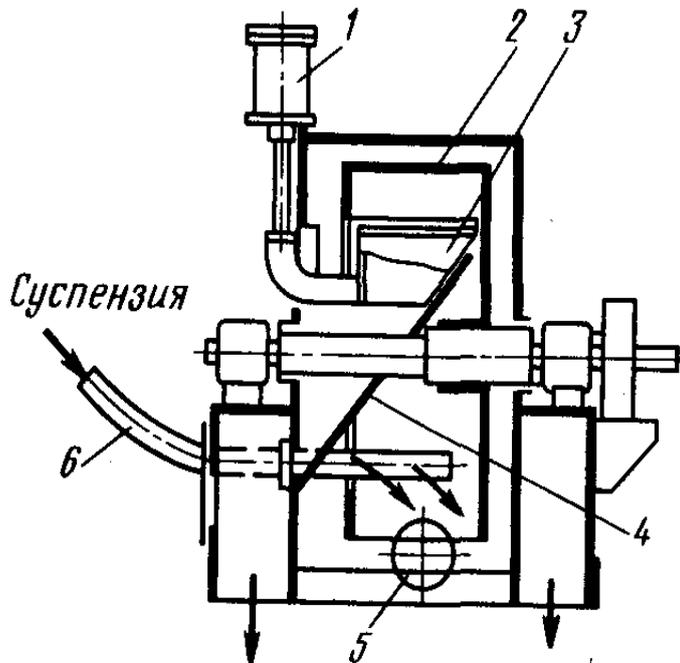


Рис.2.63. Автоматическая центрифуга:
1 — гидравлический цилиндр;
2 — барабан; 3 — нож; 4 — желоб;
5 — штуцер для удаления фугата;
6 — труба для суспензии

Нож управляется при помощи гидравлического цилиндра; с ножом заблокирован пневматический молоток, который ударяет по желобу для облегчения выгрузки осадка.

Последовательность и продолжительность отдельных стадий полного цикла центрифугирования регулируются электрогидравлическим автоматом, который состоит из масляного насоса;редуктора и гидравлических цилиндров, управляемых сервомотором.

Описанная центрифуга предназначена для разделения грубых и средних суспензий.

Непрерывнодействующие отстойные горизонтальные центрифуги со шнековой выгрузкой осадка (НОГШ) применяются в крахмало-паточном производстве для получения концентрированного крахмального осадка и в других производствах.

Центрифуга (рис.2.64.) состоит из ротора и внутреннего шнекового устройства, заключенных в корпус. Суспензия подается через центральную трубу в полый вал шнека. На выходе из этой трубы внутри шнека суспензия под действием центробежной силы распределяется в полости ротора.

Ротор вращается в кожухе в полых цапфах. Шнек вращается в цапфах, находящихся внутри цапф ротора. Под действием центробежной силы твердые частицы отбрасываются к стенкам ротора, а жидкость образует внутреннее кольцо, толщина которого определяется положением сливных отверстий на торце ротора. Образовавшийся осадок перемещается вследствие отставания скорости вращения шнека от скорости вращения ротора к отверстиям в роторе, через которые он выводится в камеру б и удаляется из центрифуги.

При движении вдоль ротора осадок уплотняется. При необходимости он может быть промыт.

Осветленная жидкость отводится через сливные отверстия в камеру фильтра и удаляется через патрубок 7.

За счет изменения частоты вращения ротора и шнека можно регулировать режим работы центрифуги, изменяя продолжительность отстаивания и выгрузки осадка.

Центрифуги типа НОГШ обладают высокой производительностью и применяются для разделения тонкодисперсных суспензий с высокой концентрацией твердой фазы.

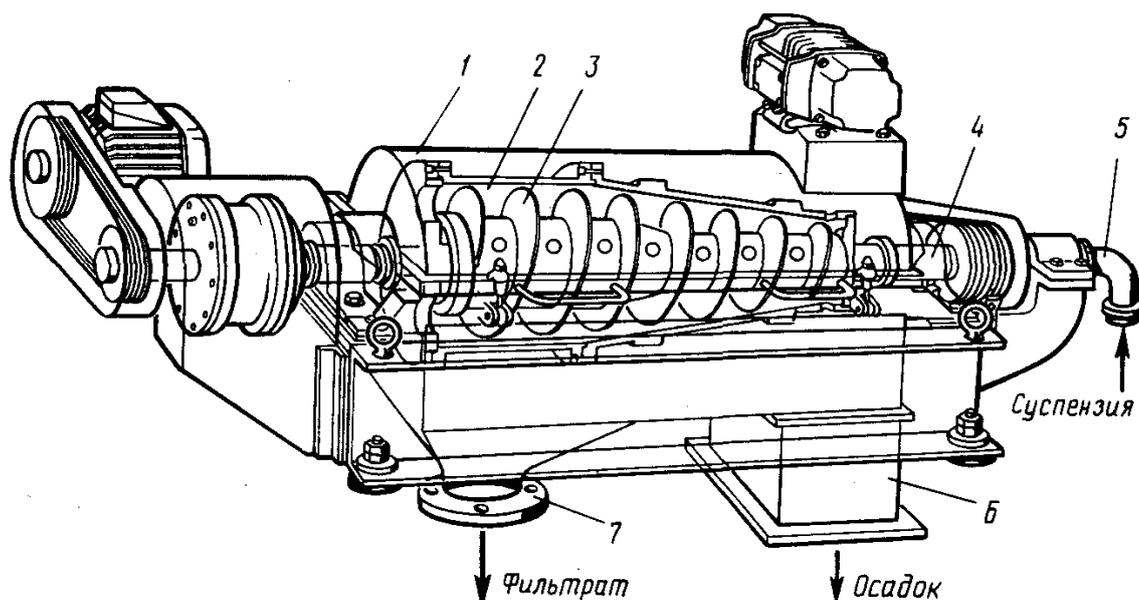


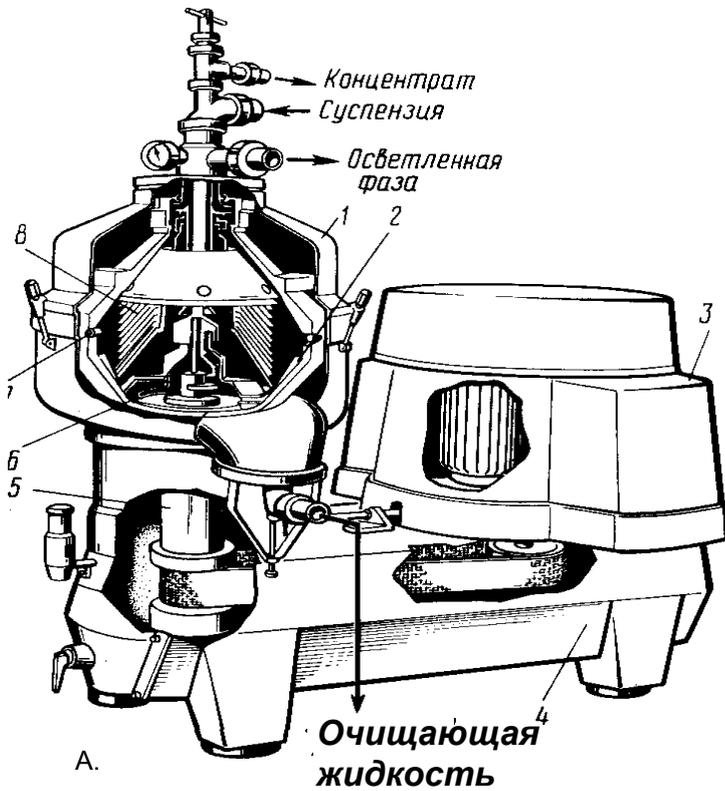
Рис.2.64. Непрерывнодействующая отстойная горизонтальная центрифуга со шнековой выгрузкой осадка:

1—корпус; 2—ротор; 3—шнековое устройство; 4—полый вал; 5—центральная

труба; 6 — камера осадка; 7 — патрубок для фильтрата

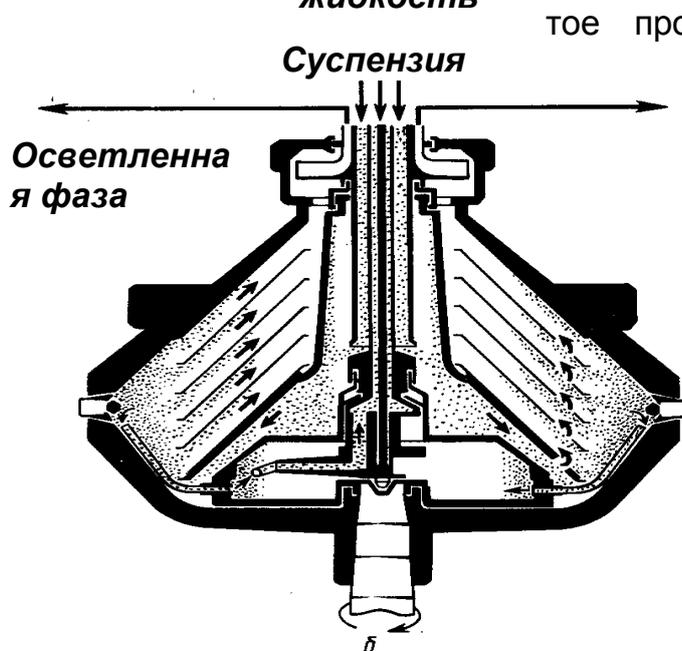
Сепараторы применяются для разделения тонкодисперсных суспензий и эмульсий: обеспечивают эффективное отделение дрожжей от сброженной бражки, тонкое осветления виноматериалов, обезжиривание молока и др.

Тарельчатый дрожжевой сепаратор с внутренними соплами (рис.2.65.) состоит из барабана и пакета тарелок, заключенных в корпус, который смонтирован на общей раме с электродвигателем.



Вал с насаженными на него тарелками приводится во вращение электродвигателем через ременную передачу. Сепаратор снабжен клапанами для его безразборной промывки. Клапаны автоматически открываются при снижении частоты вращения за счет накопления осадка.

Вход суспензии в сепаратор осуществляется по внешней кольцевой трубе (рис.2.63. б). Суспензия поступает под нижнюю перфорированную тарелку, достигает под действием центробежной силы нижней поверхности тарелки частично разделяется и поступает в межтарельчатое пространство вышерасположенной тарелки. Пакет сепарационных тарелок увеличивает эффект сепарирования за счет сокращения пути свободного оседания дрожжевых частиц.



Б.

Если дрожжевая частица достигла нижней поверхности тарелки, то можно считать, что она практически выделилась из смеси. Осевшие частицы дрожжей через внутренние сопла поступают во внутреннюю кольцевую трубу и выводятся из сепаратора. Осветленная жидкость выводится по периферийной трубе.

В саморазгружающийся сепаратор (рис.2.66.), который предназначен для разделения суспензий, содержащих более 1 % твердых частиц, суспензия подается в барабан сверху через центральную впускную трубку и распределяется по периферии с помощью распределительного конуса. Твердые частицы, будучи более тяжелой фазой, направляются к стенке барабана. Жидкость выходит из барабана в его верхней части после прохождения через дисковую насадку и встроенный насос с напорным диском. Осадок выгружается из барабана сепаратора через определенные интервалы времени без остановки сепаратора. Выгрузка осадка достигается за счет того, что внутреннее дно барабана может свободно перемещаться по вертикали. Во время сепарирования дно за счет гидравлического давления уплотняющей жидкости прижимается к верхней части барабана, обеспечивая надежную герметизацию. Через определенные интервалы времени автоматически по заданной программе резко снижают давление уплотняющей жидкости, что вызывает перемещение дна барабана вниз. При этом открывается кольцевая щель, через которую под действием центробежной силы выгружаются твердые частицы.

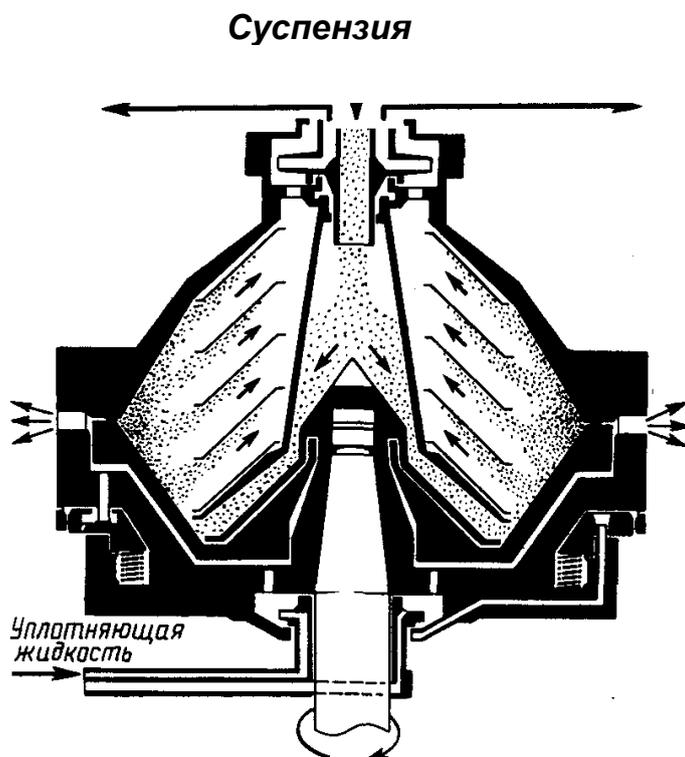


Рис.2.66. Схема работы тарелок саморазгружающегося сепаратора

Повышение и понижение гидравлического давления осуществляются посредством «импульсов» рабочей жидкости, подаваемой снаружи в систему, приводящую в действие барабан. Эти импульсы и последующие выгрузки твердых частиц (известны под названием «выстрелов») регулируются устройством для выгрузки, приводимым в действие датчиком времени или самозащелкивающимся устройством, срабатывающим, как только твердые частицы достигают определенного уровня в пространстве, где они удерживаются.

Выгрузка твердых частиц может быть частичной, полной или комбинированной.

Сопловые сепараторы с непрерывным удалением осадка применяются для разделения суспензий, содержащих от 6 до 30 % твердых частиц. Центробежная сила, развиваемая в таких сепараторах, в 6000—9000 раз больше силы тяжести. Производительность достигает 150 м³/ч.

Сепараторы высокопроизводительны, компактны, герметичны, изготавливаются из антикоррозионных материалов, просты в обслуживании (сборка, разборка и периодическая промывка сепараторов производятся с помощью специальных устройств и моющих машин), не требуют значительных затрат ручного труда, могут работать по заданной программе. Недостатком является высокая стоимость аппаратов.

Гидроциклоны

В последнее время в пищевой промышленности находят все более широкое применение гидроциклоны. Они используются для осветления и обогащения суспензий, а также для классификации материалов, т.е. разделения их по фракциям.

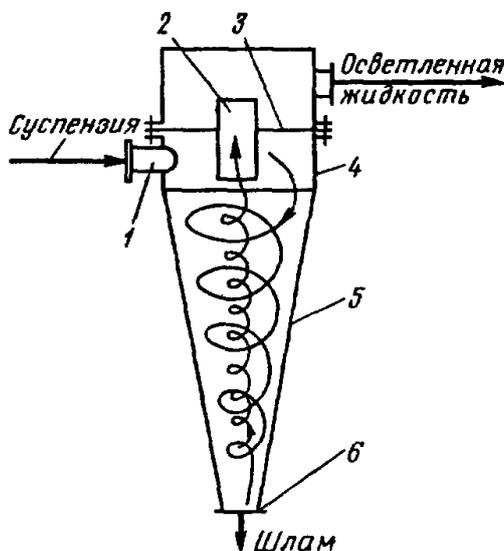


Рис.2.67. Гидроциклон:

1- тангенциальный штуцер; 2- патрубок;
3- перегородка; 4 – цилиндрический корпус; 5 – коническое днище;
6- штуцер для выхода шлама.

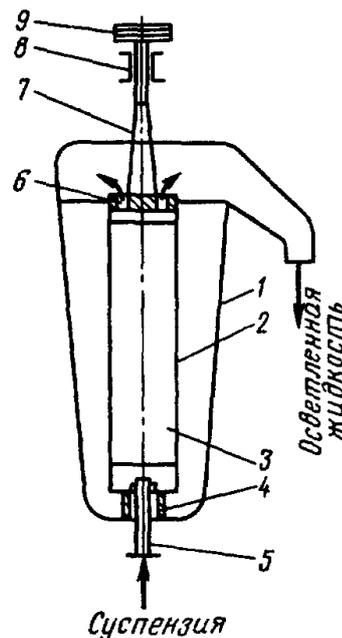


Рис.2.68. Сверхцентрифуга:

1- корпус; 2-ротор; 3- лопасть; 4 – подпятник; 5 – труба; 6- отверстие для выхода осветленной жидкости; 7- шпиндель; 8 – опора; 9 – шкив.

Корпус гидроциклона (Рис.2.67) состоит из цилиндрической 4 и конической 5 частей. Суспензия через патрубок 2 подается тангенциально в цилиндрическую часть корпуса 4, где приобретает интенсивное вращательное движение. Под действием центробежной силы частицы перемещаются к стенкам аппарата и концентрируются во внешних слоях вращающегося

потока. Здесь они движутся по спиральной траектории вдоль стенок гидроциклона вниз к выводному штуцеру 6, откуда отводятся в виде сгущенной суспензии. Большая часть жидкости перемещается во внутреннем спиральном потоке вверх вдоль оси аппарата и удаляется через патрубок 2. Действительная картина движения потоков в гидроциклоне много сложнее описанной, т.к. в аппарате возникают радиальные и замкнутые циркуляционные токи.

Чем меньше диаметр гидроциклона, тем больше развиваемые в нем центробежные силы, а, следовательно, тем меньше размер частиц, которые в нем можно отделить. Для разделения суспензий успешно используются гидроциклоны диаметром 100 мм и менее.

Обычно гидроциклоны малого диаметра объединяют в общий агрегат, который называют мультигидроциклон. Хорошее разделение суспензий достигается в том случае, если корпус циклона имеет удлиненную форму с углом конусности (10-15°). В этом случае удлиняется путь твердых частиц, увеличивается их время пребывания, а, следовательно, и повышается эффективность разделения.

Достоинства циклонов: высокая производительность; отсутствие движущихся частей; небольшая стоимость.

Недостаток: быстрый износ корпуса. Для того, чтобы его уменьшить, применяют сменную футеровку из износостойких материалов. Расчет гидроциклонов сводится к определению производительности и размеров улавливаемых частиц.

Расход суспензии с плотностью " ρ " через подводящий патрубок диаметром " d_n " при перепаде давления в циклоне ΔP можно определить по формуле:

$$V_c = K \cdot D \cdot d_n \sqrt{\Delta P}, \quad \text{где } K = \frac{C_0}{\sqrt{\rho}}; \quad C_0 = \mu \cdot \frac{\pi \sqrt{2}}{4} \cdot \frac{d_n}{D \cdot d_H}.$$

По опытным данным, для циклонов с $D=125-600$ мм и углом конусности 38° коэффициент $K=2,8 \cdot 10^{-4}$.

На эффект разделения оказывает главное влияние отношение $d_H/d_{вых}$, которое принимается равным 0,37 - 0,4;

d_n - принимается равным (0,14...0,3) Д;

$d_{вых} = (0,2...0,16)$ Д.

Для классификации выбирают циклоны с $D=300-350$ мм, для сгущения суспензий $D=100$ мм, а для осветления $D=10...15$ мм.

Сверхцентрифуги

Сверхцентрифуги (Рис.2.68.) имеют ротор малого диаметра – не более 200 мм, вращающийся с большой скоростью – до 4500 мин⁻¹. Фактор разделения составляет 15 000. В таких центрифугах разделяются очень тонкодисперсные суспензии и эмульсии.

2.2.2. Разделение неоднородных газовых систем

2.2.2.1. Аппараты для пылеулавливания

Пылеулавливание является, как правило, завершающим процессом в многочисленных технологических схемах с участием процессов сушки твердых материалов, их тонкого измельчения и классификации, при пневмотранспорте, в аппаратах с псевдооживленным слоем и др.

От надежности и эффективности работы пылеулавливающего оборудования зависят, в основном, потери самых ценных, в большинстве случаев высокодисперсных фракций продуктов, а также загрязненность и запыленность воздуха в цехах и на окружающей территории.

Эффективность улавливания пылей будет зависеть от объемов очищаемых газов, дисперсности улавливаемых частиц, концентрации их в газовом потоке, и его температуры, от грамотного выбора своей, в каждом конкретном случае, системы пылеулавливания, состоящей обычно из нескольких последовательно установленных аппаратов разного принципа действия.

Обычно на первой ступени пылеулавливания отделяются наиболее грубые фракции пылей с использованием инерционных методов очистки в гравитационных и центробежных пылесадителях, а на второй ступени - мелкие, наиболее трудноуловимые фракции пылей методами фильтрации через перегородку (тканевую, керамическую, зернистую), электроосаждения, мокрыми методами очистки. В ряде случаев нужна и третья ступень.

По способу улавливания пыли устройства подразделяются на три группы:

1. Аппараты сухой механической очистки.
2. Аппараты мокрой механической очистки.
3. Электрическая очистка газов.

Современные сухие механические пылеуловители используют инерционный (осаждение пыли за счет резкого изменения направления газового потока) и центробежный (циклоны) механизмы осаждения. Самостоятельную группу аппаратов сухой очистки составляют пылеуловители фильтрационного действия, в основе которых лежит процесс фильтрации газа через пористую перегородку. Они делятся на пылеуловители с гибкими пористыми перегородками (тканевые рукавные фильтры) и с жесткими пористыми и зернистыми фильтрующими слоями.

В основе работы мокрых механических пылеуловителей лежит контакт очищаемого газа с жидкостью. Получили распространение следующие аппараты, работающие по мокрому способу: полые и насадочные скрубберы, пенные аппараты, аппараты с подвижным слоем насадки и т.д.

Аппараты электрической очистки газа осаждают частицы пыли за счет сообщения им электрического заряда. К ним относятся сухие и мокрые электрофильтры различных конструкций.

Работу пылеулавливающего аппарата оценивают по величине доли пыли, задержанной в нем. Ее обычно называют коэффициентом полезного действия η и рассчитывают как отношение количества пыли, уловленной в

аппарате, к общему ее количеству во входящем потоке газа:

$$\eta = \frac{G_1 - G_2}{G_1} \cdot 100\% ,$$

где G_1 и G_2 - количество взвешенных частиц в исходном и очищенном газе, кг/час.

2.2.2.2. Аппараты сухой механической очистки газов

Гравитационная очистка газов Для разделения пылей (грубой очистки) предназначены аппараты непрерывного и полунепрерывного действия, основным из которых является пылеосадительная камера.

Пылеосадительная камера (рис.2.69) представляет собой прямоугольный аппарат с расположенными внутри горизонтальными полками. Запыленный газ через регулируемый шибер поступает в канал пылеосадительной камеры и распределяется между горизонтальными полками. Расстояние между полками составляет от 100 до 400 мм.

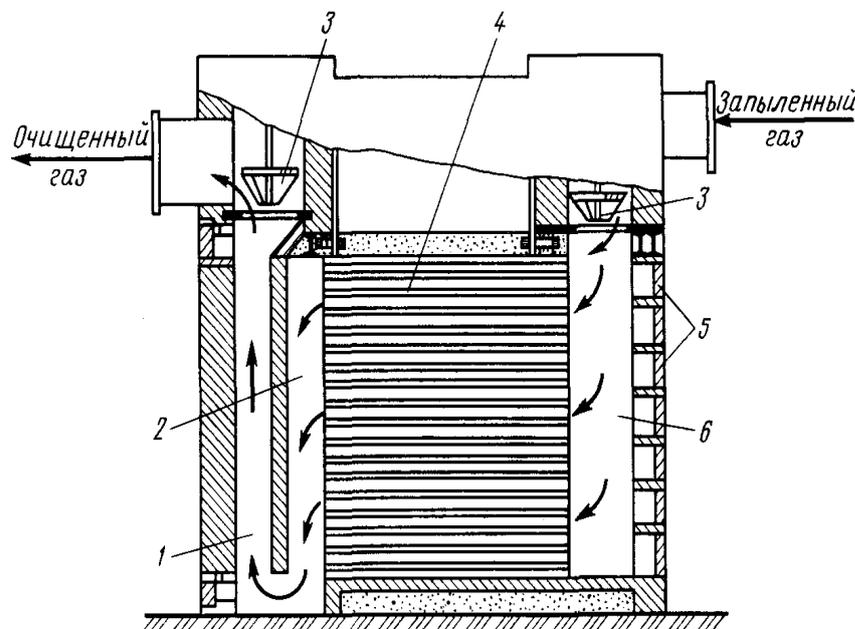


Рис.2.69. Пылеосадительная камера:
1 — выхлопной канал; 2 — сборный канал;
3 — шиберы; 4 — горизонтальная полка;
5 — дверцы; 6 — всасывающий канал

Назначение полок заключается в уменьшении пути отстаивания частиц пыли. Вместе с тем расположение полок в осадительной камере значительно увеличивает площадь поверхности отстаивания. При прохождении потока газа между полками твердые частицы оседают на их поверхности, а осветленный газ поступает в выхлопной канал и далее в газопровод. Скорость газового потока в пылеосадительной камере ограничена временем отстаивания: твердые частицы должны успеть осесть на поверхности полок за время пребывания потока в пылеосадительной камере.

Пыль, осевшая на полках, периодически удаляется скребками или смывается водой. Пылеосадительная камера разделена на два отделения, работающих попеременно (одно отделение очищается от пыли, а во втором в это же время происходит очистка газа), что обеспечивает непрерывность работы.

Пыль, осевшая на полках, периодически удаляется скребками или смывается водой. Пылеосадительная камера разделена на два отделения, работающих попеременно (одно отделение очищается от пыли, а во втором в это же время происходит очистка газа), что обеспечивает непрерывность работы.

Пылеосадительные камеры используются для грубой предварительной очистки газов. В них отделяются частицы размером свыше 100 мкм. Степень очистки невелика — 30—40 %.

Очистка газов под действием инерционных и центробежных сил

Принцип очистки газов под действием инерционных сил заложен в конструкции отстойного газохода.

Отстойный газоход (Рис.2.70.) предназначен для разделения крупнодисперсных пылей. Перегородки служат для завихрения газового потока. Возникающие при этом инерционные силы способствуют интенсивному осаждению взвешенных твердых частиц. Осевшая пыль выгружается из сборников 2 по мере накопления с помощью шиберов. Такие отстойники часто выполняются в системе газоходов.

Инерционные пылеуловители отличаются простотой устройства, компактностью. Степень очистки в них выше, чем в пыле-осадительных камерах, и составляет примерно 60 %. В инерционных пылеуловителях улавливаются частицы размером более 25 мкм.

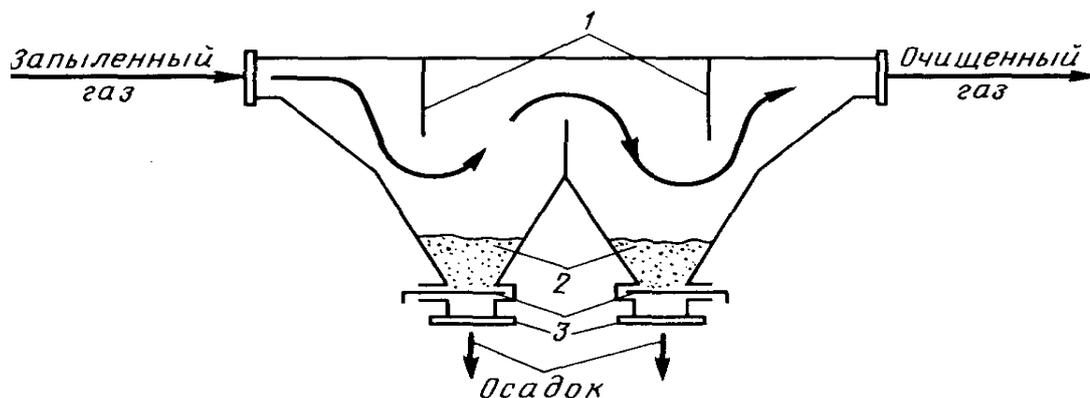


Рис.2.70. Отстойный газоход:

1 — отбойные перегородки; 2 — сборники пыли; 3 — шиберы

Наиболее распространенным методом очистки газа от взвешенных твердых частиц является центробежное пылеулавливание в циклонах.

Циклон (Рис.2.71.) представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с конусным дном. Запыленный газ вводится через патрубок тангенциально с большой скоростью (15 -20 м/с), при этом его поступательное движение превращается во вращательное. Под действием центробежной силы более тяжелые частицы отбрасываются к периферии цилиндра, и затем скользят вдоль его стенок вниз, опускаются в коническую часть циклона и выводятся через нижний патрубок. Поток газа совершает несколько оборотов, по мере движения в нижнюю часть цилиндра, а затем по центральной трубе выводится вверх через штуцер. При этом может захватываться некоторое количество газа, не полностью освобожденного от пыли. Степень очистки газа в циклонах зависит от соотношения его размеров. С ростом линейной скорости газа на входе в циклон степень очистки сначала возрастает, а затем становится практически постоянной. Обычно линейная скорость на входе не превышает 20 м/с, т.к. при более высоких значениях резко возрастает

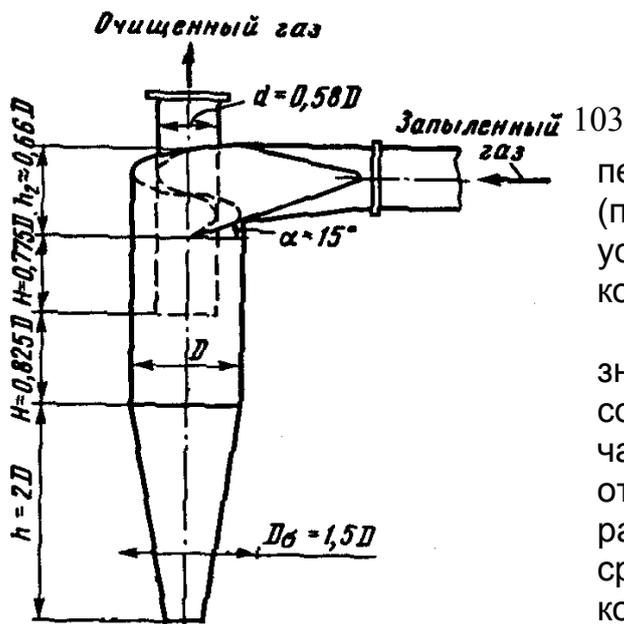


Рис. 2.71. Циклон

перепад давления в циклоне (пропорционально квадрату скорости) и усиливается износ входного патрубка и корпуса.

На степень очистки газа значительно влияет фракционный состав пыли. Степень улавливания частиц размером меньше 20 мкм относительно невелика, а для больших размеров она не превышает 90%. В среднем степень очистки в циклонах колеблется от 70 до 90% при размерах частиц более 10 мкм.

Диаметр и количество циклонов подбираются по условной скорости газа в его свободном сечении

$$W_{\text{усл}} = \frac{V}{S}, \text{ м/сек,}$$

где V - объем газового потока, м³/сек; $S = \pi D^2 / 4$ - сечение циклона, м²; D - внутренний диаметр циклона.

Перепад давления в циклоне условно определяется как местное сопротивление:

$$\Delta P = \xi \frac{W_{\text{усл}}^2}{2g} \cdot \gamma_2 = \xi \cdot \frac{W_{\text{усл}}^2}{2} \cdot \rho_2, \quad \text{Н/м}^2, \quad (2-111)$$

где ξ - общий коэффициент сопротивления; $\gamma_2 = \rho_2 \cdot g$ - удельный вес газа, Н/м³; ρ_2 - плотность газа, кг/м³.

Можно также задаться перепадом давления и найти допустимую скорость в циклоне:

$$W_{\text{усл}} = \sqrt{\frac{2}{\xi} \cdot \frac{\Delta P}{\rho_2}}, \text{ м/сек,} \quad (2-112)$$

после чего определить его сечение и диаметр:

$$S = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{V}{W_{\text{усл}}}, \text{ м}^2.$$

Рекомендуемые значения перепада давления в циклонах составляют:

$$\frac{\Delta P}{\gamma_2} = 55 - 75 \text{ м.}$$

Для очистки газа от пыли применяются также **рукавные фильтры**, обычно устанавливаемые после циклонов. Они представляют собой рукава

или мешки, подвешенные внутри корпуса. Газовый поток вводится по патрубку и распределяется по фильтрующим элементам - рукавам. Пыль осаждается на внутренней поверхности и в порах ткани, а газ проходит наружу и выводится из устройства. С увеличением толщины слоя пыли сопротивление ткани возрастает. Рукава периодически встряхиваются специальным устройством, в результате пыль собирается в нижнем бункере и удаляется из аппарата.

2.2.2.3. Мокрая очистка газов

Для тонкой очистки газов от пыли применяют мокрую очистку - промывку газов водой или другой жидкостью. Тесное взаимодействие между жидкостью и запыленным газом осуществляется в мокрых пылеуловителях либо на поверхности жидкой пленки, стекающей по вертикальной или наклонной плоскости, либо на поверхности капель или пузырьков газа.

Мокрая очистка газа наиболее эффективна, если допустимы увлажнение и охлаждение очищаемого газа, а отделяемые твердые или жидкие частицы имеют незначительную ценность. В случае, когда улавливаемые частицы находятся в высокодисперсном состоянии и плохо или совсем не смачиваются водой, то очистка газа мокрым способом малоэффективна и к жидкости необходимо добавлять поверхностно-активные вещества.

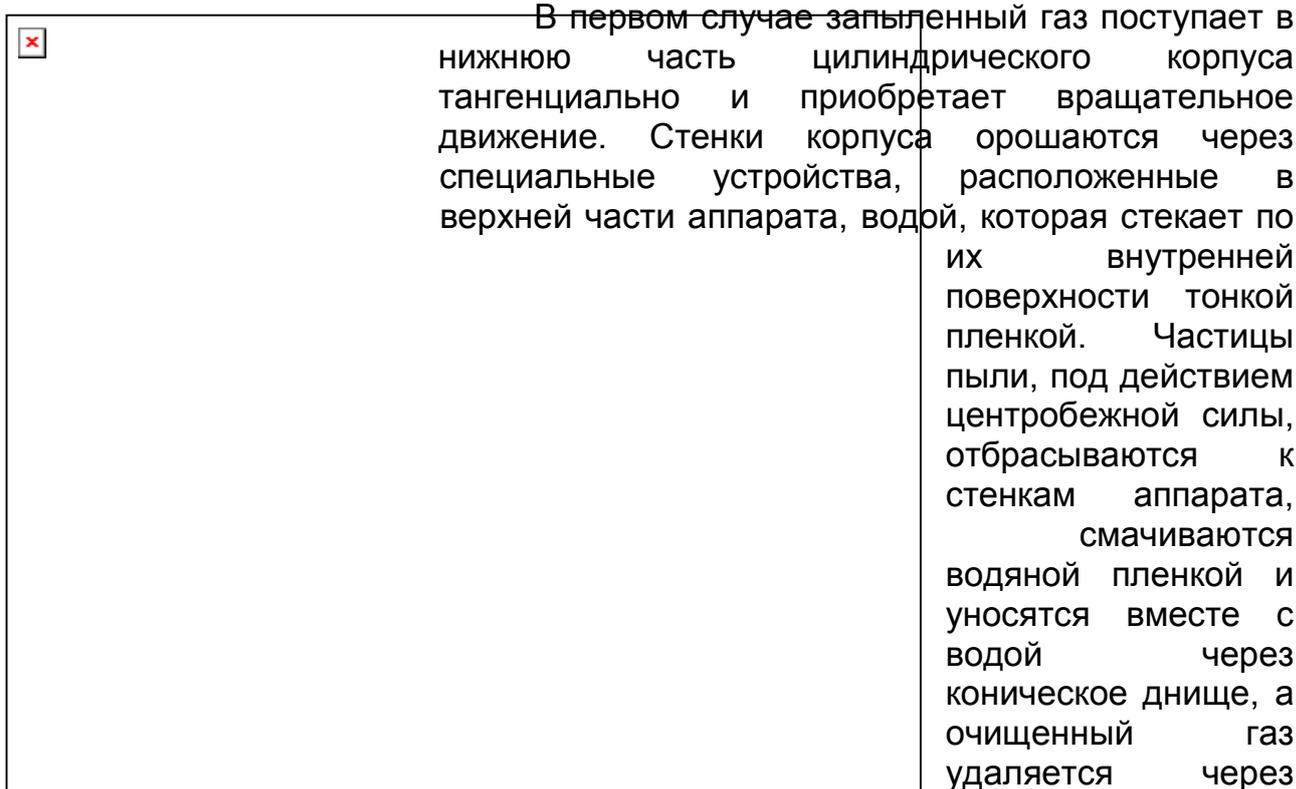
Наиболее существенным недостатком мокрой очистки газов является образование большого количества сточных вод (шламов), которые вызывают коррозию аппаратуры и должны в свою очередь подвергаться дальнейшему разделению и утилизации.

Полые и насадочные скрубберы.

Простейшими аппаратами для мокрой очистки и одновременного охлаждения газов являются **полые скрубберы**. Запыленный газ (Рис.2.72.) движется через аппарат снизу вверх со скоростью не более 0,8...1,5 м/сек (для уменьшения брызгоуноса) и орошается водой, разбрызгиваемой через форсунки. При этом все поперечное сечение аппарата должно полностью перекрываться распыляемой жидкостью. В качестве насадки обычно используют кольцевую и хордовую, а также кокс, кварц. Степень очистки газа от пыли в полых скрубберах достигает 60-75%, а в насадочных 75-85%.

Центробежные скрубберы.

Интенсификация процесса мокрой очистки может быть достигнута при проведении его в поле центробежных сил. Известны два способа.



В первом случае запыленный газ поступает в нижнюю часть цилиндрического корпуса тангенциально и приобретает вращательное движение. Стенки корпуса орошаются через специальные устройства, расположенные в верхней части аппарата, водой, которая стекает по их внутренней поверхности тонкой пленкой. Частицы пыли, под действием центробежной силы, отбрасываются к стенкам аппарата, смачиваются водяной пленкой и уносятся вместе с водой через коническое днище, а очищенный газ удаляется через

верхний патрубок.

Рис. 2.72. Насадочный скруббер:

- 1 – разбрызгиватель;
- 2 – насадка.

Рис. 2.73. Пенный скруббер:

- 1 – корпус;
- 2 – регулирующий порог;
- 3 – перфорированная тарелка.

Во втором случае жидкость распыливается и

закручивается с помощью перфорированного вращающегося ротора. При взаимодействии двух вращающихся навстречу друг другу потоков частицы пыли смачиваются и выводятся из аппарата.

В обоих случаях достигается более высокая степень очистки, по сравнению с полыми или насадочными скрубберами. Ее величина может превышать 95% при размерах частиц пыли в диапазоне 5...30 мкм.

Пенные пылеуловители

В этих аппаратах жидкость, взаимодействующая с запыленным газом, приводится в состояние подвижной пены, что обеспечивает большую поверхность контакта между ней и газом и позволяет получить высокую степень очистки.

Пенный аппарат (Рис.2.73.) представляет собой камеру 1 круглого или прямоугольного сечения, внутри которой находится перфорированная решетка 3. Вода через штуцер поступает на решетку, а запыленный газ подается в нижнюю часть аппарата. Проходя через отверстия тарелки 3, он барботирует сквозь слой жидкости и превращает всю ее в слой подвижной пены. В слое пены пыль захватывается жидкостью, основная часть которой (~80%) удаляется вместе с пеной через регулирующий порог 2. Оставшаяся

часть жидкости сливается через отверстия тарелки и улавливает в подтарелочном пространстве более крупные частицы. Суспензия, образующаяся при этом, удаляется через штуцер, расположенный внизу. В ряде случаев применяют несколько решеток, причем их число зависит от требуемой степени очистки газа.

Степень улавливания пыли в пенных аппаратах часто превышает 95-99% при относительно низких капитальных затратах и эксплуатационных расходах.

Недостатки пенных аппаратов:

1. Частицы размером менее 2 мкм улавливаются не полностью;
2. Необходима установка брызгоуловителей;
3. Недопустимы большие колебания в подаче очищаемых газов, т.к. это приводит к нарушению режима пенообразования.

2.2.2.4. Электрическая очистка газов (электрофильтры)

В электрофильтрах очистка газа происходит под действием

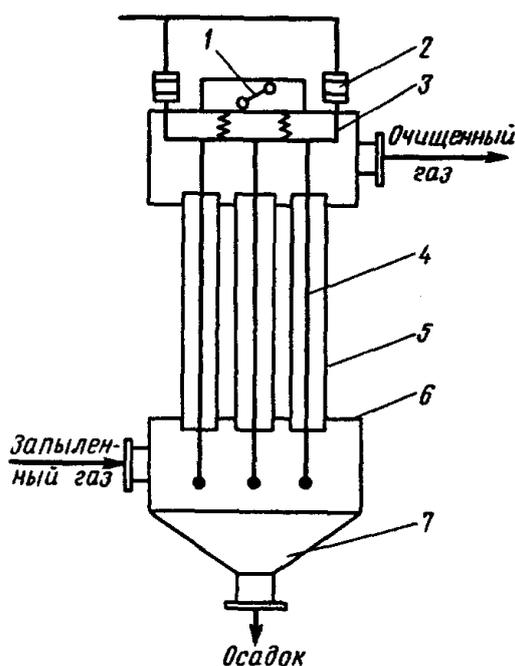


Рис.2.74. Трубчатый электрофильтр

- 1 – встряхивающее устройство;
- 2 – изолятор; 3 – рама;
- 4 – коронирующий электрод;
- 5 – трубчатый электрод (анод);
- 6 – решетка;
- 7 – сборник для пыли.

электрических сил. Для этого частицам сообщается электрический заряд и они под действием электрического поля выводятся из газового потока и осаждаются на электродных пластинах. Зарядка частиц в электрофильтрах происходит в поле коронного разряда (при полной ионизации поля между электродами возникает коронный разряд - образование короны вокруг каждого провода). Один из электродов - отрицательной полярности - коронирующий, служит для сообщения заряда частицам. Он представляет собой тонкую струну (провод). Второй электрод - осадительный имеет значительную поверхность.

На рис. 2.74. представлена схема сухого электрофильтра. Газ, поступающий в

фильтр, снизу проходит систему электродов, очищается и удаляется через верхний патрубок. Аппарат оборудован встряхивающим устройством для

очистки электродов от уловленной пыли.

Эффективность электрофильтров при улавливании частиц, размером до 0,5 мкм достигает 99% и ухудшается с увеличением скорости газового потока. В ряде случаев электроочистка газов применяется как дополнительная к другим способам.

2.2.2.5. Выбор пылеулавливающего оборудования

Основным параметром очищаемого газа следует считать дисперсность пыли (размер частиц), т.к. выбор пылеулавливающего оборудования зависит главным образом от него. Нужно учитывать также требования, предъявляемые к полноте очистки.

Однако рост эффективности работы пылеулавливающих устройств в большинстве случаев связан с увеличением энергозатрат и размеров аппарата или их количества (таблица 2.1).

Таблица 2.1

Аппараты	Макс. содержание пыли в газе, кг/м ³	Размеры частиц, мкм	Степень очистки, %	Гидравлическое сопротивление, Н/м ²	Стоимость очистки по отношению к циклонам
1. Циклоны	0,4	более 10	70-90	400-700	1,0-1,5
2. Батарейные циклоны	0,1	более 10	85-90	500-800	1,5-2,5
3. Рукавные фильтры	0,02	более 1	98-99	500-2500	3,0-7,0
4. Скрубберы центробежные	0,05	более 2	85-95	400-800	2,5-4,0
5. Пенные аппараты	0,3	более 0,5	95-99	300-900	2,5-4,0
6. Электрофильтры	0,01-0,05	более 0,005	99 и менее	100-200	5-15

2.3. Перемешивание в жидких средах

Перемешивание жидких сред - процесс, широко применяемый в пищевой и других отраслях промышленности для приготовления эмульсий, суспензий, получения гомогенных систем (растворов), а также для интенсификации химических, тепловых и диффузионных процессов.

А) Гомогенные процессы

В случае гомогенизации, приготовления суспензий, нагревания или охлаждения гомогенной среды перемешивание используют в основном для выравнивания температурного и концентрационного полей, благодаря этому возрастает скорость химической реакции.

Б) Гетерогенные процессы

Гетерогенная реакция складывается из нескольких последовательных стадий. Если определяющей является собственно химическая реакция, то перемешивание используется для выравнивания концентрационного поля. В

этом случае необходимо обеспечить интенсивную циркуляцию потока.

Если самая медленная стадия - массопередача, то перемешивание приводит к уменьшению толщины диффузионной пленки. Вследствие турбулизации потока, вызванной перемешиванием, происходит подвод вещества к границе межфазного контакта и последующий отвод продуктов реакции.

Способы перемешивания

Существует несколько способов перемешивания жидких сред:

1. Механическое перемешивание с использованием мешалок различного типа.
2. Циркуляционное перемешивание.
 - а) перемешивание струёй жидкости, вытекающей из сопла;
 - б) перемешивание жидкости струёй газа;
 - в) пульсационное перемешивание.
3. Перемешивание на основе звуковых и ультразвуковых колебаний.
4. Перемешивание за счет подвода энергии вибрации.
5. Перемешивание с помощью магнитного поля.
6. Перемешивание в статических смесителях за счет установки различных винтовых элементов в трубопроводе.
7. Электрогидравлическое перемешивание.

Рассмотрим более подробно только первый способ.

Эффективность и интенсивность перемешивания

Для сравнительной оценки различных перемешивающих устройств обычно используют две их наиболее важных характеристики:

1. Эффективность перемешивающего устройства, \mathcal{E} ;
2. Интенсивность его действия, I .

Эффективность перемешивающего устройства характеризует качество проведения процесса и может быть выражена по-разному, в зависимости от цели перемешивания. Но в любом случае она зависит от величины энергии, вводимой в перемешиваемую жидкость

$$\mathcal{E} = \frac{V}{N \cdot \tau},$$

где: V - объем перемешиваемой жидкости; N - потребляемая мощность;
 τ - время процесса.

Интенсивность перемешивания определяется временем достижения технологического результата или числом оборотов мешалки в единицу времени n при фиксированной продолжительности процесса (для

механических мешалок):
$$I = \frac{V}{n \cdot \tau}.$$

2.3.1. Конструкции механических мешалок

Механическое перемешивающее устройство состоит из вала, к которому крепится мешалка, и привода. Мешалки делятся на две группы: тихоходные - лопастные, рамные, якорные. Они имеют относительно большие размеры и малую скорость вращения (обычно не более 80 об/мин); быстроходные - пропеллерные и турбинные.

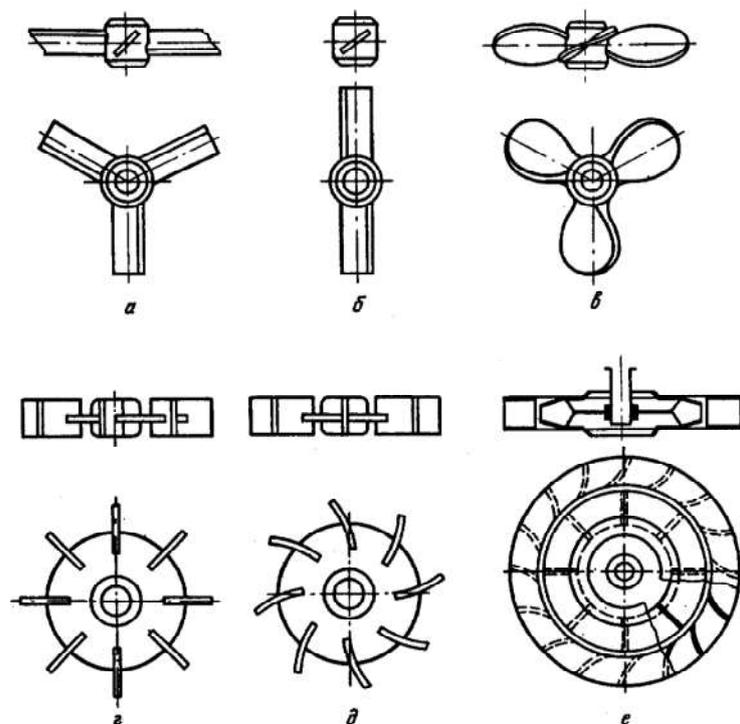


Рис.2.75. Типы мешалок:

- а) трехлопастная; б) двухлопастная;
 в) пропеллерная; г) открытая турбинная;
 д) открытая турбинная с наклонными лопастями; е) закрытая турбинная;

Под **тихоходными** понимают мешалки, которые при перемешивании осуществляют ламинарное течение жидкости в аппарате. **Быстроходные** мешалки применяют тогда, когда требуется проводить процесс при переходном или турбулентном режимах движения жидких сред.

Лопастная мешалка (рис.2.75 а, б) имеет две горизонтальные лопасти, укрепленных на вращающемся валу. В случае необходимости сообщения жидкости частичного вертикального перемещения лопасти делают наклонными (обычно угол наклона $\alpha = 45^\circ$). Для диаметра мешалки принимают $d_M = (0,5 \dots 0,7)D$,

где D - диаметр аппарата. Окружную скорость на конце лопасти мешалки выбирают в зависимости от вязкости перемешиваемой среды в диапазоне от 1 до 3 м/сек.

Лопастные мешалки применяют для смешивания жидкостей, растворения твердых тел, получения суспензий и т.д. При большой высоте аппарата $L \gg D$ на валу устанавливают мешалки в два, три яруса и более.

Рамные мешалки являются комбинацией простых лопастных мешалок с вертикальными и наклонными планками и применяются в случае больших объемов перемешиваемых вязких материалов. Окружные скорости вращения на концах лопастей и отношения d_M/D такие же, как для лопастных мешалок.

Якорные мешалки получили широкое распространение в промышленности. Их контур соответствует форме сосуда, в котором они расположены. Обычно выдерживают соотношение $d_M = 0,9D$, но на практике оно может быть и большим. Скорость вращения до 90 об/мин. Якорные мешалки применяют для перемешивания очень вязких жидкостей, особенно если процесс сопровождается нагревом среды через стенки аппарата. Из-за

небольшого зазора между краями мешалки и стенками аппарата около последних возникает сильное турбулентное течение, препятствующее перегреванию жидкости и образованию на стенках осадка. При высокой вязкости жидкости мешалка снабжается добавочными горизонтальными или вертикальными лопастями. В соответствии с формой днища различают круглые, эллиптические, треугольные и другие якорные мешалки.

Общим недостатком лопастных, рамных и якорных мешалок является громоздкость и большая пусковая мощность.

Пропеллерные мешалки имеют три или четыре лопасти, расположенные винтообразно. По форме лопасти могут быть овальные, расширяющиеся и с параллельными кромками (рис.2.75 в). Вследствие более обтекаемой формы пропеллерные мешалки при одинаковом числе Рейнольдса потребляют меньшую мощность, по сравнению с мешалками других типов.

Пропеллерные мешалки создают интенсивные вертикальные потоки жидкости, и, как следствие этого, большой насосный эффект, что позволяет существенно сократить продолжительность процесса, особенно в случае перемешивания расслаивающихся жидкостей. Диаметр мешалки выбирают в диапазоне $d_M = (0,25 \dots 0,33) D$. Окружная скорость этих мешалок до 15 м/сек (2400 об/мин). Они применяются для перемешивания жидкостей вязкостью до 2 Па·с.

Для организации направленного течения жидкости в аппаратах, где $H > D$, мешалку устанавливают в **диффузор**, который представляет собой короткий цилиндрический или конический стакан.

Пропеллерные мешалки применяют для перемешивания жидкостей, растворения, образования взвесей, проведения химических реакций в жидкой среде, образования маловязких эмульсий и гомогенизации больших объемов жидкости.

Турбинные мешалки охватывают обширную группу весьма разнородных конструкций. Диаметр мешалок выбирают в диапазоне $d_M = (0,25 \dots 0,5) D$ в зависимости от размеров аппарата, причем большие значения берутся для более вязких жидкостей (до 500 Па·с).

Открытые турбинные мешалки с плоскими лопастями высотой (рис.2.75.г) представляют собой диск с укрепленными на нем плоскими лопатками (6-8 штук), расположенными радиально. По ГОСТ 20680-75 диаметр кольцевого диска на котором крепят шесть радиальных лопастей, $d_2 = 0,75d_M$, длина лопасти $l = 0,25d_M$. Мешалки этого типа применяют для быстрого суспензирования, растворения твердой фазы, а также диспергирования. Окружная скорость вращения до 7 м/сек.

2.3.2. Меры предупреждающие образование воронки

При перемешивании маловязких жидкостей механической мешалкой любого типа, расположенной в центре гладкостенных аппаратов, появляется центральная воронка. Образование воронки происходит вследствие того, что на каждую частицу жидкости действует некоторая объемная сила,

являющаяся результатом совместного влияния центробежной силы и силы тяжести. С увеличением числа оборотов мешалки возникшая воронка постепенно углубляется, достигает мешалки, а в предельном случае и дна аппарата. В этих условиях перемешивание становится совершенно неэффективным и необходимо принимать ряд конструктивных мер, предотвращающих возможность ее образования.

Мешалки, создающие аксиальное движение потока жидкости, устанавливаются под углом или смещают от центра. В первом случае вал мешалки составляет с осью аппарата угол примерно 15° . Во втором случае мешалку смещают в сторону от центра в квадрат, соответствующий направлению ее вращения.

Лопастные, рамные и якорные мешалки обычно используются в аппаратах без перегородок, так как у них мал зазор между краями лопастей и боковой стенкой.

С целью предотвращения образования центральной воронки в аппаратуре устанавливают отражательные перегородки, например, на пути спирального кругового движения жидкости.

Отражательными перегородками называют неподвижные пластины прямоугольной формы, которые размещают внутри аппарата обычно в вертикальном положении двумя способами:

1. Вертикальные перегородки закрепляют у стенок аппарата.
2. Вертикальные перегородки устанавливают в потоке перемешиваемой жидкости.

На практике ширину отражательных перегородок обычно принимают в пределах $(0,056 - 0,12)D$, где D - внутренний диаметр аппарата. В результате установки отражательных перегородок возрастает величина циркуляции по высоте аппарата, но при этом увеличивается и потребление энергии. В случае применения перегородок, исключающих образование центральной воронки, появляется возможность существенно увеличить подводимую мощность и тем самым значительно интенсифицировать процесс перемешивания.

2.3.3. Затраты энергии на перемешивание ньютоновских жидкостей

Вынужденное стационарное движение жидкости в условиях, когда действием силы тяжести пренебрегать нельзя, описывается критериальным уравнением вида

$$Eu = f(Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (2-113)$$

где Γ_1, Γ_2 - симплексы геометрического подобия.

С целью отражения специфики движения рабочих органов перемешивающих устройств запишем критерии Эйлера, Рейнольдса и Фруда в несколько измененном виде. Критерий Эйлера записывается следующим образом

$$Eu = \frac{\Delta P}{\rho \cdot w^2},$$

где $\Delta P = (P_1 - P_2)$ - перепад давления между передней (со стороны набегания потока) и задней плоскостями лопасти мешалки. Вместо линейной скорости

потока жидкости w , среднюю величину которой при перемешивании установить практически невозможно (из-за эффекта проскальзывания жидкости относительно лопасти), используем окружную скорость вращения мешалки:

$$w_{окр} = \frac{\pi d_M \cdot n}{60} \quad \text{т.е. } w_{окр} \text{ пропорциональна } n \cdot d_M.$$

Так как при перемешивании нас интересуют прежде всего затраты энергии, то перепад давлений ΔP заменяем полезной мощностью N , сообщаемой жидкости:

$$N = \frac{A}{\tau} = F \frac{L}{\tau} = F \cdot w_{окр} = \Delta P \cdot S \cdot w_{окр},$$

где A - работа, τ - время, F - сила, L - длина, S - площадь. Следовательно,

$$\Delta P = \frac{N}{S \cdot w_{окр}} \approx \frac{N}{d_M^2 \cdot n \cdot d_M} = \frac{N}{n \cdot d_M^3}.$$

Подставив выражение для ΔP в критерий Эйлера, получим:

$$Eu_u = \frac{N}{\rho \cdot n^2 \cdot d_M^2 \cdot n \cdot d_M^3} = \frac{N}{\rho \cdot n^3 \cdot d_M^5} = K_N.$$

Критерий Эйлера, выраженный в таком виде, называют критерием мощности и обозначают K_N .

Соответственно центробежные критерии Рейнольдса и Фруда для процесса перемешивания запишутся так:

$$Re_u = \frac{n \cdot d_M^2 \cdot \rho}{\mu}; \quad Fr_u = \frac{n^2 \cdot d_M}{g}.$$

Тогда обобщенное критериальное уравнение для процесса перемешивания жидких сред в стационарном режиме при соблюдении условий геометрического подобия модельного и промышленного устройств примет вид

$$K_N = f(Re_u, Fr_u) \quad (2-114)$$

При наличии в аппарате отражательных перегородок, исключающих возможность образования воронки, влиянием силы тяжести можно пренебречь. Тогда представим выражение (2-114) в виде степенного одночлена

$$K_N = A \cdot Re_u^6 \quad (2-115)$$

Значение коэффициента " A " и показателя степени " 6 " зависят от типа мешалки, конструкции аппарата, режима перемешивания и определяются

экспериментально. График зависимости K_N от Re_u приведен на рис.2.76.

На графике можно выделить 4 области:

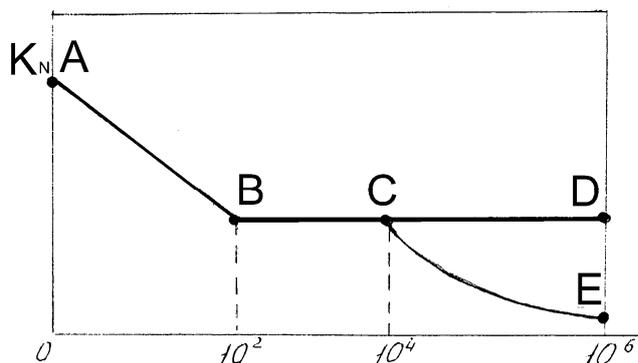


Рис.2.76. График зависимости

K_N от Re_u

$$K_N = A_1 \cdot Re_u^{-1}.$$

Отсюда:

$$N = A_1 \cdot \mu \cdot n^2 \cdot d_M^3,$$

(2-116)

В литературе имеются конкретные значения коэффициента A_1 для разных типов мешалок.

2. Отрезок ВС - область переходного режима ($10^2 \leq Re_u \leq 10^4$). В этой области вид зависимости $K_N = f(Re_u)$ для различных типов мешалок неодинаков. Условно мы показали его на рис.3.17 в виде прямой линии ВС. На практике в области переходного режима мешалки, как правило, не работают.

3. Отрезок CD соответствует области турбулентного режима ($Re_u > 10^4$). Как видно на рис.2.76. при $Re_u > 10^5$ критерий K_N практически не зависит от Re_u . В этом случае (автомодельная область) расход энергии определяется только инерционными силами и дальнейшее увеличение числа оборотов мешалки нецелесообразно, т.к. наблюдаемый рост интенсивности перемешивания (вследствие возрастания затрат мощности) не компенсируется достигнутым эффектом. Как правило, угол наклона отрезка CD для различных типов мешалок равен 180° . Учитывая, что $\text{tg}180^\circ = 0$, выражение (2-116) для области CD примет вид:

$$K_N = A_2 \cdot Re_u^0 \text{ и}$$

$$N = A_2 \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_M^5$$

(2-117)

4. Отрезок CE характеризует область турбулентного режима с образованием воронки. В этом случае мы должны учесть влияние критерия Fr_u .

Тогда зависимость (2-114) примет вид

1. Отрезок АВ соответствует области ламинарного течения ($Re_u < 80$). В этом случае жидкость плавно обтекает кромки лопасти мешалки и вращается вместе с ними. При этом действие мешалки распространяется только на те слои жидкости, которые непосредственно примыкают к ее лопастям. У всех типов мешалок наклон прямой АВ равен 135° . Учитывая, что в этом случае показатель степени

$$v = -1 (\text{tg}135^\circ = -1),$$

зависимость (2-115) примет вид:

$$K_N = A_3 \cdot Fr_y^c \quad (2-118)$$

Показатель степени "С" имеет сложный вид и включает в свой состав критерий Рейнольдса. Метод его нахождения приводится в соответствующей литературе.

2.4. ОБРАТНЫЙ ОСМОС И УЛЬТРАФИЛЬТРАЦИЯ ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Обратный осмос — это способ разделения растворов путем их фильтрования под давлением через полупроницаемые мембраны, пропускающие растворитель и задерживающие молекулы или ионы растворенных веществ.

Ультрафильтрацией называется процесс разделения, фракционирования и концентрирования растворов с помощью полупроницаемых мембран. При этом жидкость непрерывно подается в пространство над мембраной под давлением 0,1—1,0 МПа.

При ультрафильтрации исходный раствор разделяется на два принципиально новых продукта: низкомолекулярный (фильтрат) и высокомолекулярный. Фильтрат проходит сквозь мембрану и удаляется через дренажную систему, а высокомолекулярный продукт концентрируется. Ультрафильтрация позволяет выделять молочные белки из вторичных продуктов молочной промышленности и ценные вещества из других пищевых растворов, получать дополнительные резервы производства продуктов питания.

Применение мембранных процессов в пищевой технологии позволяет значительно снизить энергоемкость процессов обезвоживания фруктовых и овощных соков, сиропов, экстрактов по сравнению с процессами выпаривания или вымораживания, улучшить качество и повысить выход получаемых продуктов.

Например, выход фруктовых соков из исходного продукта при ультрафильтрации увеличивается до 95—99 %.

Ультрафильтрацией обезжиренного молока получают молочный концентрат, который используется в производстве различных видов сыров, творожных масс и кисломолочных продуктов, что увеличивает выход продукции.

Ультрафильтрация сырого сахарного сока позволяет получить чистый, свободный от коллоидов фильтрат, идущий непосредственно на кристаллизацию сахарозы.

Ультрафильтрация успешно заменяет пастеризацию пива. При этом из пива удаляются бактерии и высокомолекулярные вещества, ухудшающие его качество и снижающие стабильность. Стоимость обработки пива ультрафильтрацией в 2,5 раза ниже, чем пастеризацией.

Обработка виноградных вин обратным осмосом позволяет решить вопрос их стабилизации. При использовании обратного осмоса через мембрану проходят вода и этиловый спирт, а ионы калия и винная кислота

остаются в концентрате, из которого интенсивно выпадает винный камень. После фильтрования концентрата его смешивают с фильтратом, что повышает его стабильность на длительный срок.

Обратным осмосом концентрируют яичный белок. При этом не происходит денатурации протеинов и получают яичный белок с содержанием до 30 % протеинов.

2.4.1. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ РАЗДЕЛЕНИЯ ОБРАТНЫМ ОСМОСОМ И УЛЬТРАФИЛЬТРАЦИЕЙ

В основе метода разделения растворов обратным осмосом лежит явление самопроизвольного перехода растворителя через полупроницаемую мембрану в раствор (рис.2.77.). Если давление над раствором ниже осмотического ($p < \pi_1$), то растворитель будет переходить в раствор до достижения осмотического равновесия в системе.

Полупроницаемая мембрана

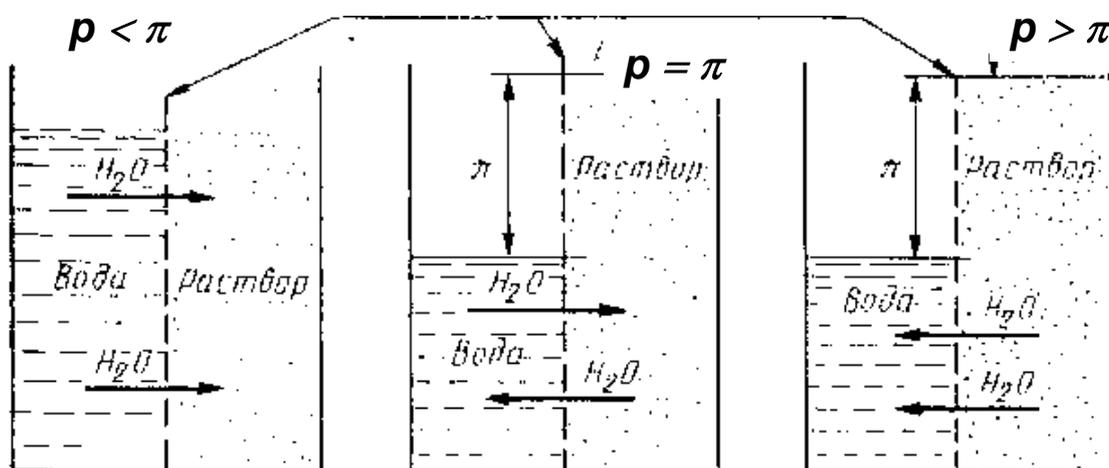


Рис.2.77. Схема разделения раствора обратным осмосом

Равновесное состояние наступает, когда гидростатическое давление между раствором и растворителем, определяемое разностью уровней, станет равным осмотическому давлению ($p = \pi_1$).

Если после достижения осмотического равновесия со стороны раствора приложить давление, превышающее осмотическое ($p > \pi_1$), то растворитель начнет переходить из раствора в обратном направлении. В этом случае будет иметь место обратный осмос. Растворитель, прошедший через мембрану, называют фильтратом.

Движущей силой процесса обратного осмоса является перепад давления $\Delta p = p - \pi_1$, где p — избыточное давление под раствором; π_1 — осмотическое давление раствора.

Если в процессе обратного осмоса наблюдается некоторый переход через мембрану растворенного вещества, то при расчете движущей силы

следует учитывать осмотическое давление фильтрата π_2 , прошедшего через мембрану. Тогда $\Delta p = p - (\pi_1 - \pi_2) = p - \Delta\pi$.

Для приближенного расчета осмотического давления может быть использована формула Вант-Гоффа $\pi = x R T$, где x — мольная доля растворимого вещества; R — газовая постоянная; T — абсолютная температура раствора, К.

Осмотические давления растворов могут достигать десятков мегапаскалей. Давление в обратноосмотических установках должно быть значительно больше осмотического, так как эффективность процесса определяется движущей силой — разностью между рабочим и осмотическим давлением. Так, например, при осмотическом давлении морской воды, содержащей 35 % солей, равном 2,45 МПа, рабочее давление в опреснительных установках должно составлять около 7,85 МПа (80 атм).

Ультрафильтрацию применяют для разделения систем, в которых молекулярная масса растворенных в растворителе компонентов значительно превышает молекулярную массу растворителя. Для разделения водных растворов ультрафильтрацию применяют, когда растворенные компоненты имеют молекулярную массу 500 и выше. Движущей силой ультрафильтрации является разность рабочего и атмосферного давления. Обычно ультрафильтрацию проводят при невысоких давлениях, равных 0,1—1,0 МПа.

Ультрафильтрация протекает под действием перепада давлений до и после мембраны.

В зависимости от назначения процесса ультрафильтрации применяют мембраны, которые пропускают растворитель и преимущественно низкомолекулярные соединения (при разделении высоко- и низкомолекулярных соединений), растворитель и определенные фракции высокомолекулярных соединений (при фракционировании высокомолекулярных соединений), только растворитель (при концентрировании высокомолекулярных соединений).

Разделение обратным осмосом и ультрафильтрацией происходит без фазовых превращений. Работа расходуется на создание давления в жидкости и продавливание ее через мембрану: $A_m = A_c + A_{пр}$, где A_c — работа на сжатие жидкости; $A_{пр}$ — работа на продавливание жидкости через мембрану. Так как жидкость несжимаема, величиной A_c обычно пренебрегают. Работа на продавливание жидкости определяется по формуле $A_{пр} = \Delta p V$, где Δp — перепад давления на мембране; V — объем продавливаемой жидкости.

Сравним работу на продавливание 1 м³ воды через мембрану и работу на испарение 1 м воды.

В первом случае при давлении $p = 4,9$ МПа работа на продавливание составляет 4,90 МДж, во втором случае (при $\gamma = 2260$ КДж/кг) — 2270 МДж. Из сравнения этих величин видно, что расход энергии на разделение обратным осмосом значительно ниже, чем на испарение жидкости.

Разделение методами обратного осмоса и ультрафильтрации принципиально отличается от обычного фильтрования. При обратном осмосе и ультрафильтрации образуются два раствора: концентрированный и разбавленный, в то время как при фильтровании осадок откладывается на фильтровальной перегородке. В процессе обратного осмоса и ультрафильтрации накопление растворенного вещества у поверхности мембраны (вследствие концентрационной поляризации) недопустимо, так как при этом резко снижаются селективность (разделяющая способность) и Проницаемость (удельная производительность) мембраны, сокращается срок ее службы.

Селективность и проницаемость мембран — это наиболее важные технологические свойства.

Селективность φ (в %) процесса разделения на полупроницаемых мембранах определяется по формуле $\varphi = [(x_1 - x_2) / x_1] \cdot 100 = (1 - x_2 / x_1) \cdot 100$, где x_1 и x_2 — концентрации растворенного вещества соответственно в исходном растворе и фильтрате. Иногда φ называют коэффициентом солезадержания.

Проницаемость G [в л/(м²·ч)] при данном давлении выражается соотношением $G = V / (F \cdot \tau)$, где V — объем фильтрата, л; F — рабочая площадь поверхности мембраны, м²; τ — продолжительность процесса, ч.

Мембраны должны обладать следующими свойствами:

высокой разделяющей способностью (селективностью);

высокой удельной производительностью (проницаемостью); постоянством своих характеристик в процессе эксплуатации; химической стойкостью в разделяющей среде;

механической прочностью;

невысокой стоимостью.

Мембраны изготавливаются из различных материалов: полимерных пленок, стекла, металлической фольги и т. д. Наибольшее распространение получили мембраны из полимерных пленок.

Полупроницаемые мембраны бывают пористыми и непористыми. Через непористые мембраны растворитель и растворенные вещества проникают под действием градиента концентраций молекулярной диффузией. Поэтому эти мембраны называют диффузионными. Они представляют собой квазигомогенные гели. Скорость диффузии компонентов через эти мембраны зависит от энергии активации при взаимодействии частиц компонентов с материалом мембран. Скорость диффузии также зависит от подвижности отдельных звеньев мембранной матрицы и от размеров диффундирующих частиц. Скорость тем выше, чем сильнее набухает мембрана.

Скорость диффузии молекул через диффузионную мембрану прямо пропорциональна коэффициенту диффузии, который зависит от размеров молекул и их формы.

Диффузионные мембраны применяются для разделения компонентов с

близкими свойствами, но с молекулами различных размеров.

Так как диффузионные мембраны не имеют капилляров, они не забиваются и их проницаемость остается постоянной в процессе разделения.

Диффузионные мембраны обычно применяют для разделения газовых и жидких смесей методом испарения через мембрану.

Для проведения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации применяются пористые мембраны, изготавливаемые в основном из полимерных материалов. Полимерные мембраны могут быть анизотропными и изотропными.

Мембрана с анизотропной структурой состоит из тонкого поверхностного слоя на микропористой «подложке». Разделение происходит на поверхностном активном слое, и практически весь перепад давления приходится на этот слой.

Изотропные мембраны образуются при облучении тонких полимерных пленок заряженными частицами с последующим травлением химическими реагентами. В последнее время выпускаются изотропные мембраны на основе поликарбонатных пленок.

В настоящее время в промышленности применяются следующие полимерные мембраны: целлюлозные, на основе эфиров целлюлозы, акрилонитриловые, нейлоновые, поливинилхлоридные, изготовленные на основании поликарбонатов и полисульфонов.

Для объяснения механизма разделения растворов полупроницаемыми мембранами предложено несколько моделей. В последние годы распространение получила капиллярно-фильтрационная модель механизма полупроницаемости, предложенная Ю. И. Дытнерским. Согласно этой модели очень большое влияние на процесс разделения растворов неорганических и органических веществ оказывает поверхностный слой жидкости. В зоне контакта жидкости и мембраны действуют поверхностные силы: прилипания, поверхностного натяжения и молекулярного притяжения. Поэтому физико-химические свойства пограничного слоя жидкости у мембраны могут значительно отличаться от ее физико-химических свойств в объеме. С уменьшением толщины пограничного слоя эти различия возрастают.

На селективность и проницаемость мембран большое влияние оказывает гидратирующая способность ионов. Гидратация заключается в том, что ионы растворенного вещества окружены растворителем и движутся с некоторой его частью, взаимодействующей с ним. Молекулы воды, расположенные в непосредственной близости от ионов растворенного вещества, образуют гидратную оболочку. На поверхности и внутри капилляров лиофильной мембраны образуется слой связанной воды толщиной δ_r , физико-химические свойства которой отличаются от характеристик жидкости в объеме. Наличие связанной воды в капиллярах мембраны является основной причиной непроходимости через мембрану молекул растворенных веществ, которые не растворяются в связанной воде.

Если диаметр d капилляра мембраны $d \leq \delta_f + d_{ги}$ (где $d_{ги}$ — диаметр гидратированного иона), через такой капилляр будет проходить преимущественно только вода (рис.2.78.). Однако мембраны имеют капилляры различного размера, а связанная вода все же растворяет неорганические соли, поэтому селективность мембран будет ниже 100%.

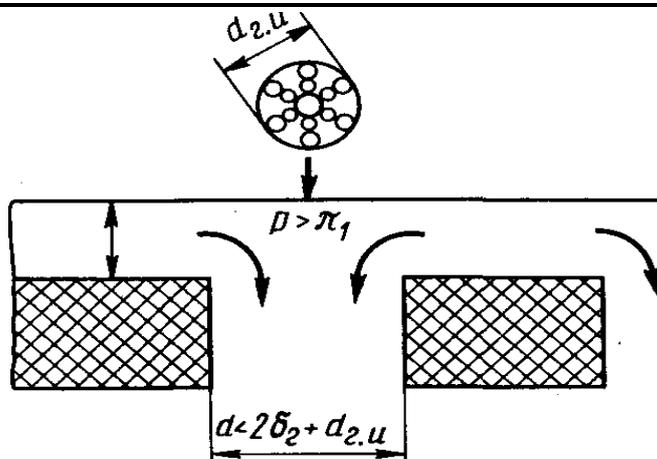


Рис.2.78. К объяснению механизма разделения полупроницаемой мембраной

Исходя из капиллярно-фильтрационной модели, явление обратного осмоса можно представить следующим образом: на поверхности и внутри капилляров гидрофильной полупроницаемой мембраны образуется слой связанной воды. Ионы солей в растворе при своем тепловом движении захватывают воду у поверхности мембран, образуя гидратные оболочки, и переносят ее таким образом в объем раствора. Снижение концентрации воды у поверхности мембраны, обращенной к раствору, компенсируется переходом чистой воды через мембрану. Такой переход будет происходить до тех пор, пока силы, определяемые притяжением молекул воды к ионам, не будут уравновешены силами гидростатического давления со стороны раствора.

2.4.2. УСТРОЙСТВО МЕМБРАННЫХ АППАРАТОВ

Аппараты для обратного осмоса и ультрафильтрации бывают периодического и непрерывного действия. Аппараты периодического действия применяются, как правило, только в лабораторной практике. В промышленности работают проточные аппараты непрерывного действия.

Мембранные аппараты имеют большую удельную площадь поверхности разделения, просты в сборке и монтаже, надежны в работе. Перепад давления в аппаратах небольшой. Недостатком аппаратов для обратного осмоса является высокое рабочее давление, что требует специальных уплотнений трубопроводов и арматуры, рассчитанных на высокое давление. По способу расположения мембран аппараты делятся на аппараты типа «фильтр-пресс» с плоскокамерными фильтрующими элементами, аппараты с цилиндрическими и рулонными элементами и аппараты с мембранами в виде полых волокон.

Перечисленные аппараты состоят из отдельных секций или модулей, что позволяет собирать аппараты с различной площадью поверхности разделения.

Аппарат типа «фильтр-пресс», по конструкции напоминающий фильтр для обычного фильтрования, является наиболее простым мембранным аппаратом.

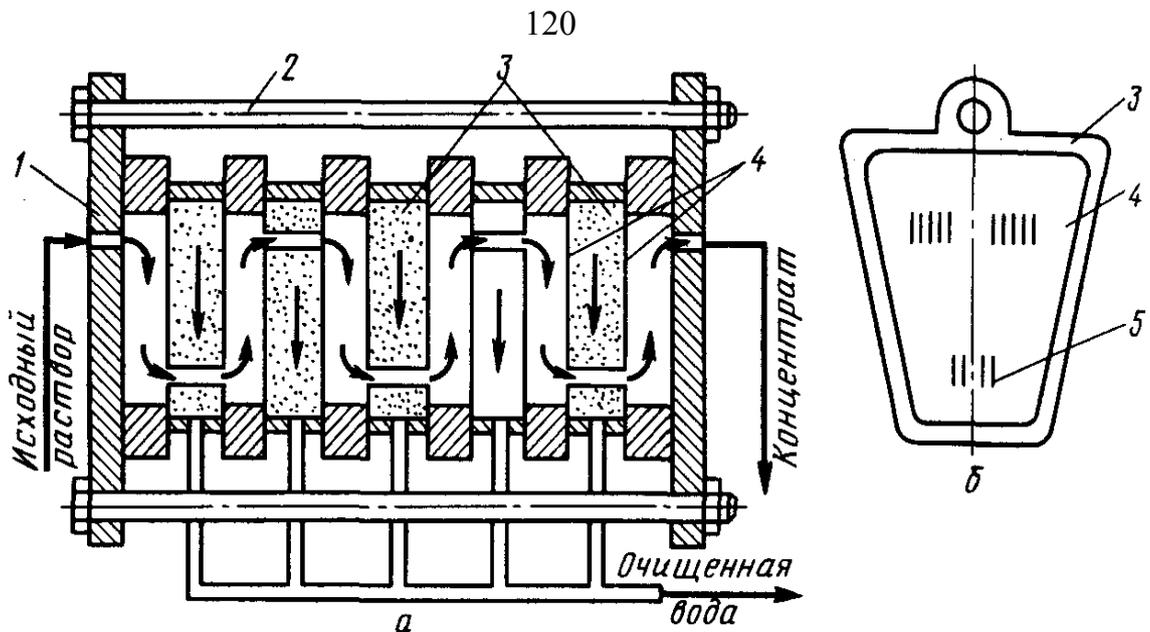


Рис.2.79. Мембранный фильтр-пресс (а) и «подложка» (б):

1 — плита; 2 — стяжной болт; 3 — «подложка»; 4 — мембрана; 5 — отверстие

Основой этой конструкции (рис.2.79.) является фильтрующий элемент, состоящий из двух мембран, уложенных по обе стороны листов «подложки», изготовленных из пористого материала, например полимерного. Листы «подложки» имеют отверстия для прохода жидкости. Эти листы расположены на расстоянии от 0,5 до 5 мм, образуя межмембранное пространство для разделяемого раствора. Пакет фильтрующих элементов зажимается между двумя плитами и стягивается болтами. Фильтруемый раствор последовательно проходит через все фильтрующие элементы и концентрируется. Концентрат и фильтрат непрерывно удаляются из аппарата.

Аппараты подобного типа применяются в установках для выделения белков из подсырной сыворотки, а также для ультрафильтрации обезжиренного молока и творожной сыворотки.

Производительность аппарата по сыворотке составляет 5,0— 6,8 м³/ч, по концентрату—0,16—0,3 м³/ч.

Аппарат с цилиндрическими фильтрующими элементами собирается из отдельных цилиндрических фильтрующих модулей (рис.2.80.).

Цилиндрический фильтрующий элемент представляет собой сменный узел, собранный из полупроницаемой мембраны и дренажного каркаса. Дренажный каркас состоит из трубы и пористой «подложки», исключая вдавливание мембраны в дренажные каналы трубы.

Цилиндрические фильтрующие элементы изготавливаются трех типов: с расположением мембраны на внутренней поверхности дренажного каркаса, на внешней и с комбинированным расположением мембраны.

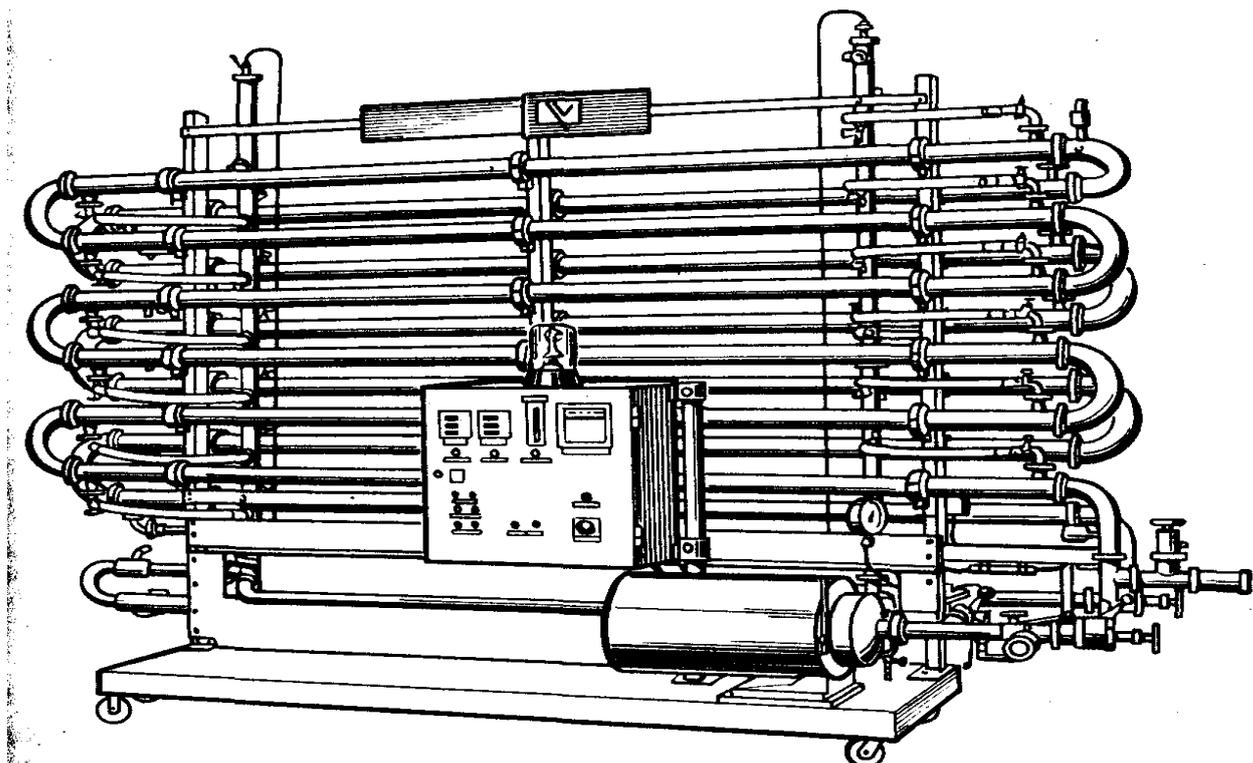


Рис.2.80. Мембранный аппарат с цилиндрическими фильтрующими элементами

Аппарат с цилиндрическими фильтрующими элементами с мембраной, расположенной на внутренней поверхности дренажного каркаса, имеет следующие преимущества: малую материалоемкость из-за отсутствия напорного корпуса, небольшое гидравлическое сопротивление, возможность механической очистки фильтрующих элементов от осадка без разборки, надежность конструкции.

Недостатками этой конструкции являются низкая удельная рабочая площадь поверхности фильтрации мембран, высокие требования к сборке элементов.

Конструкции фильтрующих элементов с наружным расположением мембраны имеют большую удельную рабочую площадь поверхности фильтрации. Однако они более металлоемки и не позволяют осуществлять механическую очистку фильтрующих элементов.

Цилиндрические фильтрующие элементы с комбинированным расположением мембран имеют примерно в 2 раза большую удельную рабочую площадь поверхности фильтрации, чем описанные. Однако такие конструкции обладают значительно большими гидравлическими сопротивлениями из-за большой длины каналов для отвода фильтрата.

Ультрафильтрационные установки с цилиндрическими фильтрующими элементами широко применяются для осветления фруктовых соков. От сока отделяются все вещества, вызывающие помутнение сока, как, например, протеин, крахмал, пектин, дубильные вещества большой молекулярной массы, частицы целлюлозы и другие вещества. В осветленном соке содержатся все вещества в натуральном составе.

Аппараты с рулонными фильтрующими элементами выполняются в виде трубы, в которую последовательно вставлено несколько (плотность упаковки мембран составляет 300— 800 м²/м³) рулонных фильтрующих элементов (рис.2.81.а.) Каждый элемент состоит и: накрученного на отводящую трубу пакета из двух мембран и «подложки». Для создания межмембранного пространства между мембранами устанавливается сетка-сепаратор.

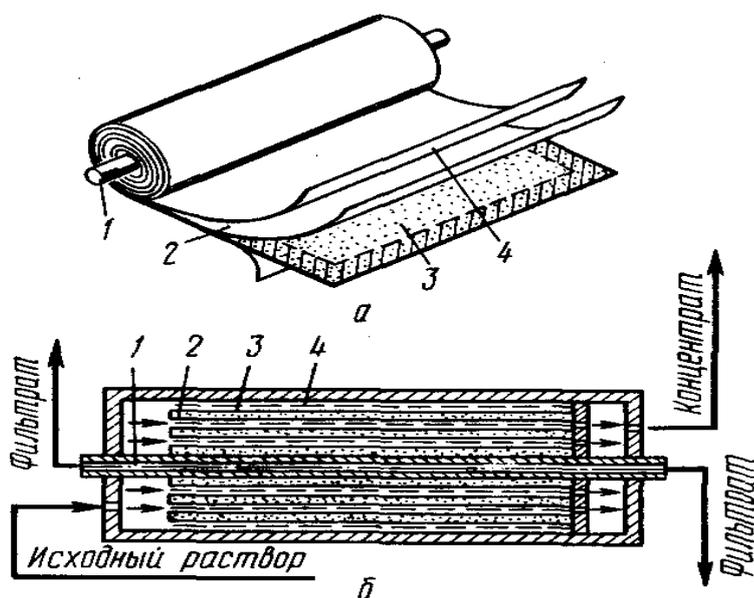


Рис.2.81. Рулонный фильтрующий элемент (а) и аппарат заряженный такими элементами (б): 1—труба; 2 — мембрана; 3—«подложка»; 4- сетка-сепаратор

Исходный раствор движется по межмембранным каналам в продольном направлении [рис.2.81.б.), а фильтрат по спиральному дренажному слою поступает в трубу и выводится из аппарата.

Увеличение рабочей площади мембран в этих аппаратах повышает плотность упаковки, а также снижает стоимость изготовления. Увеличение площади мембран может достигаться за счет увеличения длины и ширины навиваемого пакета. Однако ширина пакета лимитируется размерами мембран и дренажного слоя. Максимальная ширина пакета достигает 900 мм. Длина пакета ограничивается гидравлическим сопротивлением дренажного слоя

потоку фильтрата и обычно не превышает 2 м.

Часть 2

Процессы и аппараты пищевых производств: конспект лекций по курсу ПАПП Часть 2. Иванец В.Н., Крохалев А.А., Бакин И.А., Потапов А.Н. Кемеровский технологический институт пищевой промышленности. – Кемерово, 2002. – 140 с.

1. ТЕПЛОБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

1.1. Общие сведения

Процесс переноса тепла, происходящий между телами, имеющими различную температуру, называется **теплообменом**. Его **движущей силой** является разность температур между более и менее нагретыми телами. Тела, участвующие в теплообмене, называются теплоносителями. Различают три

способа распространения тепла: теплопроводность, конвекцию и тепловое излучение.

Теплопроводность представляет собой перенос тепла от более к менее нагретым участкам тела вследствие теплового движения и взаимодействия микрочастиц, непосредственно соприкасающихся друг с другом. В твердых телах теплопроводность обычно является основным видом распространения тепла.

Конвекцией называют перенос тепла вследствие движения и перемешивания макроскопических объемов газа или жидкости. Перенос тепла возможен в условиях свободной конвекции, обусловленной разностью плотностей в различных точках объема жидкости, возникающей вследствие неодинаковых температур в них или в условиях вынужденной конвекции, когда происходит принудительное движение всего объема жидкости, например, при перемешивании ее мешалкой.

Тепловое излучение - процесс распространения электромагнитных колебаний с различной длиной волн, обусловленный тепловым движением атомов и молекул излучающего тела. Все тела способны излучать энергию, которая поглощается другими телами и снова превращается в тепло.

Интенсивность теплового излучения возрастает с повышением температуры тела и приобретает доминирующее значение только при $t \geq 600^\circ\text{C}$. Мы более подробно этот способ распространения тепла рассматривать не будем, т.к. подавляющая часть теплообменной аппаратуры работает при значительно более низких температурах.

В реальных условиях тепло передается не одним способом, а двумя или изредка тремя.

Теплоотдача - это перенос тепла от стенки к газообразной (жидкой) среде или в обратном направлении. Теплопередача - это процесс передачи тепла от более нагретой к менее нагретой жидкости (газу) через разделяющую их поверхность или твердую стенку.

В непрерывнодействующих аппаратах температуры в различных точках не изменяются во времени и протекающие процессы теплообмена являются

установившимися (стационарными). В периодически действующих аппаратах, где температуры меняются во времени, осуществляются нестационарные процессы теплообмена.

Тепловое воздействие на пищевые продукты является необходимым условием технологических процессов большинства пищевых производств. Тепло распространяется в средах, различающихся специфическими свойствами: в хлебопекарном тесте, мармеладе, молоке, сахарных растворах и т.д. В процессе технологической обработки они претерпевают во времени качественные превращения, что вызывает соответствующее изменение условий теплопередачи. Поэтому многие процессы теплообмена в пищевых средах происходят в переменных, нестационарных условиях.

Задачи тепловой обработки пищевых продуктов разнообразны. В зависимости от целей технологии происходят следующие тепловые процессы:

- а) нагревание и охлаждение однофазных и многофазных сред;
- б) конденсация паров химически однородных жидкостей и их смесей;
- в) испарение воды в парогазовую среду (увлажнение воздуха, сушка материалов);
- г) кипение жидкостей.

В большинстве случаев непосредственный контакт пищевых продуктов с другими теплоносителями недопустим, поэтому теплопередачу осуществляют в различных теплообменниках, где твердая стенка разделяет рабочие среды. Твердая стенка служит поверхностью нагрева и конструктивно выполняется в виде труб, рубашек и т.д.

Расчет теплообменной аппаратуры состоит из 2-х основных этапов:

1. Определение теплового потока (тепловой нагрузки аппарата), т.е. количества тепла Q , которое должно быть передано за определенное время τ от одного теплоносителя к другому. Тепловой поток вычисляется путем составления и решения тепловых балансов.

2. Определение поверхности теплообмена F , обеспечивающей передачу требуемого количества тепла в заданное время τ . Поверхность

теплообмена находят из основного уравнения теплопередачи, вычислив предварительно значение средней разности температур между теплоносителями Δt_{cp} и коэффициент теплопередачи K :

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \cdot \tau \quad (1-1)$$

1.2. Тепловой баланс

Тепло Q_1 , отдаваемое более нагретым теплоносителем, затрачивается на нагрев более холодного Q_2 и на компенсацию потерь Q_n в окружающую среду.

Величина Q_n в тепловых аппаратах, покрытых тепловой изоляцией, принимается в диапазоне 3...5%. В первом приближении ею можно пренебречь. Тогда тепловой баланс выразится равенством

$$Q = Q_1 = Q_2,$$

где Q - тепловая нагрузка аппарата.

Если расходы "горячего" и "холодного" теплоносителей составляют G_1 и G_2 соответственно, а их энтальпии на входе в аппарат I_{1H} , I_{2H} и на выходе I_{1K} , I_{2K} , уравнение теплового баланса будет иметь следующий вид

$$Q = G_1 (I_{1H} - I_{1K}) = G_2 (I_{2K} - I_{2H}) \quad (1-2)$$

Для случая теплообмена без изменения агрегатного состояния теплоносителей, энтальпия последних заменяется произведением теплоемкости "С" на температуру t :

$$\begin{aligned} I_{1H} &= C_{1H} \cdot t_{1H}; & I_{1K} &= C_{1K} \cdot t_{1K}; \\ I_{2K} &= C_{2K} \cdot t_{2K}; & I_{2H} &= C_{2H} \cdot t_{2H} \end{aligned}$$

Величины C_{1H} и C_{1K} - это средние удельные теплоемкости "горячего" теплоносителя в диапазоне изменения температур от 0 до t_{1H} (на входе) и t_{1K} (на выходе) соответственно. Для "холодного" теплоносителя C_{2H} и C_{2K} -

средние удельные теплоемкости в пределах $0 - t_{2H}$ и $0 - t_{2K}$. В технических расчетах значения энтальпий обычно находят при заданной температуре из тепловых и энтропийных диаграмм или справочных таблиц.

При изменении агрегатного состояния теплоносителя (конденсация пара, испарение жидкости и т.д.) или протекании химических реакций, сопровождающихся тепловыми эффектами, их необходимо учитывать. Например, при конденсации насыщенного пара, являющегося "горячим" теплоносителем, величина I_{1K} в уравнении (1-2) представляет собой энтальпию удаляемого парового конденсата.

1.3. Основное уравнение теплопередачи

Основным уравнением теплопередачи является общая кинетическая зависимость между тепловым потоком Q' и поверхностью теплообмена F :

$$Q' = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \cdot \tau \quad (1-3)$$

где K – коэффициент теплопередачи, определяющий среднюю скорость передачи тепла вдоль всей поверхности теплообмена; Δt_{cp} – средняя разность температур между теплоносителями, определяющая среднюю движущую силу процесса теплопередачи или температурный напор; τ – время.

Для непрерывных процессов теплообмена уравнение (1-3) имеет вид

$$Q = Q' / \tau = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \quad (1-4)$$

где Q – тепловой поток. Это количество тепла, проходящее в единицу времени через произвольную поверхность.

Из уравнений (1-3) и (1-4) можно определить размерность и физический смысл коэффициента теплопередачи K .

$$[K] = \left[\frac{Q}{F \cdot \Delta t \cdot \tau} \right] = \left[\frac{\text{Дж}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{град}} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}} \right]$$

Коэффициент теплопередачи показывает, какое количество тепла (в Дж) переходит за 1 сек от "горячего" к "холодному" теплоносителю через поверхность теплообмена 1 м^2 при средней разности температур между ними, равной 1 град.

1.4. Передача тепла теплопроводностью

Процесс передачи тепла теплопроводностью описывается с помощью **закона Фурье**, согласно которому количество тепла dQ , передаваемое посредством теплопроводности через элемент поверхности dF , перпендикулярный тепловому потоку, за время $d\tau$ прямо пропорционально температурному градиенту dt / dn , поверхности dF и времени $d\tau$:

$$dQ = \lambda \frac{dt}{dn} \cdot dF \cdot d\tau \quad (1-5)$$

Температурным градиентом называется производная температуры по нормали к изотермической поверхности.

Коэффициент теплопроводности λ имеет размерность: $[\lambda] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}} \right]$,

и показывает, какое количество тепла переносится путем теплопроводности в единицу времени через единицу поверхности теплообмена при падении температуры на 1 град на единицу длины нормали к изометрической поверхности.

Для характеристики теплоинерционных свойств вещества введем понятие **коэффициента температуропроводности "a"**. Чем больше величина "a" у вещества, тем быстрее оно нагревается или охлаждается:

$$[a] = \left[\frac{\lambda}{c \cdot \rho} \right] = \left[\frac{\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}}}{\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}} \right] = \left[\frac{\text{м}^2}{\text{сек}} \right]$$

1.5. Передача тепла конвекцией

Интенсивность переноса тепла конвекцией зависит от степени турбулентности потока жидкости и перемешивания частиц внутри него. Следовательно, конвекция сильно зависит от гидродинамических условий течения потока жидкости.

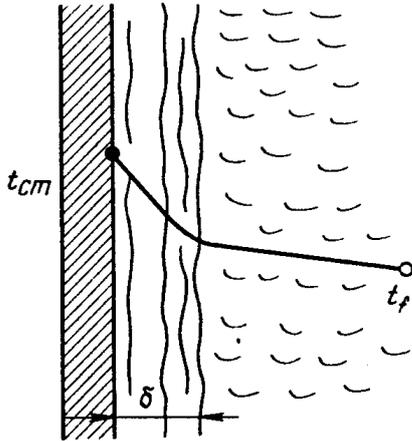


Рис.1.1. Схема конвективного

В ядре потока перенос тепла осуществляется одновременно теплопроводностью и конвекцией. Совместный перенос тепла этими способами называется конвективной теплоотдачей. Механизм переноса тепла в ядре потока при его турбулентном движении характеризуется интенсивным перемешиванием макрообъемов среды, которое приводит к выравниванию температур до некоторого среднего значения $t_{ж}$. По мере приближения к стенке

интенсивность теплоотдачи падает. Это объясняется тем, что вблизи нее образуется тепловой пограничный слой, подобный гидродинамическому пограничному слою, но обычно меньше его по толщине. В этом слое, по мере приближения к стенке, все большее значение приобретает теплопроводность, а влияние турбулентности становится пренебрежимо мало (рис.1.1).

Плотность турбулентного теплообмена q_m в направлении оси "у" определяется выражением:

$$q_T = -\lambda_T \cdot \frac{dt}{dy} \quad (1-6)$$

Здесь λ_m - коэффициент турбулентной теплопроводности.

Величина λ_m во много раз превышает значения λ , т.к. в ядре турбулентного потока переносится заметно большее количество тепла, чем путем теплопроводности в тепловом пограничном слое.

Интенсивность переноса тепла в ядре потока за счет λ_m определяется коэффициентом турбулентной теплопроводности:

$$a_T = \frac{\lambda_T}{c \cdot \rho},$$

величина которого в области теплового слоя, по мере приближения в стенке уменьшается. Для интенсификации конвективного теплообмена необходимо уменьшить толщину теплового пограничного слоя.

Сложность механизма конвективного теплообмена обуславливает трудности расчета процесса теплоотдачи. Точное решение задачи о количестве тепла, передаваемого от стенки к среде, связано с необходимостью определения температурного градиента у стенки и профиля изменения температур теплоносителя вдоль поверхности теплообмена, что весьма затруднительно. Поэтому в основу непрерывного процесса теплоотдачи берут **уравнение Ньютона**:

$$Q = \alpha \cdot F(t_{ст} - t_{ж}) \quad (1-7)$$

Здесь α - коэффициент теплоотдачи, который показывает какое количество тепла передается от 1 м² поверхности стенки к жидкости в течение 1 сек при разности температур между стенкой и жидкостью 1 град.

Он зависит от следующих факторов:

1. Скорости жидкости W , ее плотности ρ и вязкости μ , т.е. переменных, определяющих режим течения жидкости;
2. Тепловых свойств жидкости (удельной теплоемкости C_p , теплопроводности λ , коэффициента объемного расширения β);
3. Геометрических параметров - форма и определяющие размеры стенки (для труб - их диаметр d и длина L , шероховатость ε).

Таким образом

$$\alpha = f(W, \mu, \rho, c_p, \lambda, \beta, d, L, \varepsilon) \quad (1-8)$$

Отсюда видно, что простота уравнения (1-7) только кажущаяся. Трудность заключается в расчете величины " α ". Кроме того, невозможно получить расчетное уравнение, пригодное для всех случаев теплоотдачи. Только путем обобщения опытных данных с помощью теории подобия можно получить обобщенные (критериальные) выражения для типовых случаев теплоотдачи, позволяющие рассчитать α для конкретных условий. Исходной зависимостью для этого является общий закон распределения температур в жидкости, выраженный дифференциальным уравнением конвективного теплообмена.

1.6. Дифференциальное уравнение конвективного теплообмена

В установившемся потоке жидкости выделим элементарный объем (в виде куба) с гранями dx , dy , dz . Примем, что плотность жидкости ρ , ее коэффициент теплопроводности λ и удельная теплоемкость C постоянны, а температура t изменяется вдоль граней куба. Проекции скорости движения жидкости W на оси координат x , y , z составляют W_x , W_y , W_z соответственно. Будем считать, что тепло переносится в жидкости путем конвекции и теплопроводности и затрачивается только на изменение энтальпии куба. Тогда конвективная составляющая теплового потока будет иметь вид:

$$dQ_{\text{конв}} = -\rho \cdot c \left(\frac{\partial t}{\partial x} W_x + \frac{\partial t}{\partial y} W_y + \frac{\partial t}{\partial z} W_z \right) \cdot dV \cdot d\tau,$$

где dV – объем куба.

А количество тепла, вносимого в элементарный объем за время τ путем теплопроводности, составит

$$dQ_{\text{тепл}} = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \cdot dV \cdot d\tau.$$

Общее количество тепла dQ , подводимое конвекцией и теплопроводностью

$$dQ = dQ_{\text{конв}} + dQ_{\text{менл}} = -\rho \cdot c \left(\frac{\partial t}{\partial x} W_x + \frac{\partial t}{\partial y} W_y + \frac{\partial t}{\partial z} W_z \right) \cdot dV \cdot d\tau + \\ + \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \cdot dV \cdot d\tau \quad (1-9)$$

Это количество тепла равно соответствующему изменению энтальпии элементарного куба:

$$dQ = c \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial \tau} \cdot dV \cdot d\tau \quad (1-10)$$

Тогда, приравняв выражение (1-9) и (1-10), проведя сокращение и преобразование, получим

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} W_x + \frac{\partial t}{\partial y} W_y + \frac{\partial t}{\partial z} W_z = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (1-11)$$

где $a = \frac{\lambda}{c \cdot \rho}$ - коэффициент температуропроводности.

Выражение (1-11) является дифференциальным уравнением конвективного теплообмена и в общем виде выражает распределение температур в движущейся жидкости. Отметим, что при установившемся процессе теплообмена $\partial t / \partial \tau = 0$.

Чтобы получить полное математическое описание процесса уравнение (1-11) необходимо дополнить условиями на границе раздела потока и стенки аппарата. Выше мы рассматривали поток жидкости как двухслойную систему, состоящую из пограничного теплового слоя толщиной $\delta_{\text{менл}}$ и ядра потока,двигающегося в турбулентном режиме. В пограничном слое теплота от стенки аппарата распространяется теплопроводностью, которая описывается уравнением (1-5). Это же количество теплоты передается ядру потока согласно закону Ньютона по уравнению (1-7). Приравняв выражения (1-5) и (1-7), получим уравнение характеризующее условия на границе:

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial n} = \alpha(t_{cm} - t_{ж}) \quad (1-12)$$

Однако выражения (1-11) и (1-12) можно привести к расчетному виду только для простейших случаев. Поэтому обычно используют другой путь, заключающийся в том, что расчетные выражения получают из общих дифференциальных уравнений, применяя методы теории подобия, и приводят их к конкретному виду с помощью экспериментальных данных.

1.7. Тепловое подобие

1. Рассмотрим сначала подобие граничных условий. Оно описывается с помощью **критерия Нуссельта**:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}.$$

Равенство критериев Nu **характеризует** подобие процессов теплопереноса на границе между стенкой и потоком жидкости. Он является мерой соотношения толщины пограничного слоя $\delta_{менл}$ и определяющего геометрического размера. В критерий входит определяемая в задачах по конвективному теплообмену величина α .

2. Рассмотрим условия подобия в ядре потока. Оно описывается с помощью **критерия Фурье**, который характеризует связь между скоростью изменения температурного поля, размерами канала, в котором происходит теплообмен, и физическими свойствами среды в нестационарных условиях:

$$Fo = \frac{a\tau}{l^2}.$$

Равенство критериев Fo в сходных точках тепловых потоков - необходимое условие подобия неустановившихся процессов теплообмена.

3. **Критерий Пекле** показывает соотношение между количеством тепла, переносимым путем конвекции и теплопроводности при конвективном теплообмене:

$$Pe = \frac{W \cdot l}{a} = \frac{W \cdot l}{\nu} \cdot \frac{\nu}{a} = Re \cdot Pr.$$

4. **Критерий Прандтля** характеризует поле теплофизических величин потока жидкости:

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{\mu}{a \cdot \rho}.$$

5. **Критерий Грасгофа** вводится при теплообмене в условиях естественной конвекции и показывает меру отношения сил трения к подъемной силе, определяемой разностью плотностей в различных точках потока:

$$Gr = \frac{g \cdot l^3 \cdot \beta \cdot \Delta t}{\nu^2}.$$

где β - коэффициент объемного расширения жидкости, град⁻¹; Δt - разность температур горячих и холодных частиц жидкости, вызывающих естественную конвекцию, град.

Необходимыми условиями подобия переноса тепла является соблюдение гидродинамического и геометрического подобия. Первое характеризуется равенством критериев Re в сходственных точках подобных потоков, второе - постоянством отношения основных геометрических размеров стенки L_1, L_2, \dots, L_n к некоторому характерному размеру.

Таким образом, критериальное уравнение конвективного теплообмена выражается в виде:

$$Nu = f(Fo, Re, Pr, Gr, \frac{L_1}{L_0}, \frac{L_2}{L_0}, \dots, \frac{L_n}{L_0}). \quad (1-13)$$

С учетом того, что критерий Nu является определяемым, т.к. в него входит искомая величина коэффициента теплоотдачи α . При установившемся

процессе теплообмена из выражения (1-13) исключают критерий Fo . При вынужденном установившемся движении влиянием критерия Gr на теплопередачу можно пренебречь. Тогда:

$$Nu = f\left(\text{Re}, \text{Pr}, \frac{L_1}{L_0}, \frac{L_2}{L_0}, \dots, \frac{L_n}{L_0}\right). \quad (1-14)$$

Вид функции (1-14) определяется опытным путем, причем обычно ей придают степенную форму. Например, при движении потока в трубе диаметром d и длиной l уравнение (1-14) примет вид:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda} = c \cdot \text{Re}^m \cdot \text{Pr}^n \left(\frac{l}{d}\right)^p, \quad (1-15)$$

где величины c , m , n , p определяются по опытным данным.

Коэффициент теплоотдачи α определяется по найденному из критериальных уравнений критерию Нуссельта.

1.8. Теплоотдача без изменения агрегатного состояния

а) Вынужденное движение внутри труб при турбулентном режиме ($Re > 10^4$). Для геометрически подобных прямых труб:

$$\frac{\alpha \cdot d_{\text{экв}}}{\lambda_{\text{ж}}} = Nu = 0,023 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4}, \quad (1-16)$$

где $d_{\text{экв}} = 4S / \Pi$: S - площадь поперечного сечения потока; Π - смоченный периметр сечения. Для труб круглого сечения $d_{\text{экв}} = d$.

Из уравнения (1-16) видно, что значение α зависит главным образом от скорости потока (Re), с возрастанием которой уменьшается толщина теплового пограничного слоя, и его теплофизических свойств. При $l/d < 50$ вводится поправочный коэффициент. В случае значительного изменения физических свойств теплоносителей в процессе теплообмена

$$Nu = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{CT}}\right)^{0,25}, \quad (1-17)$$

Pr_{CT} - критерий Прандтля при температуре стенки аппарата.

При наличии внутри аппарата змеевика появляется дополнительная турбулизация, для учета которой вводится поправочный коэффициент:

$$\alpha_R = \alpha \cdot \left(1 + 3,54 \cdot \frac{d}{D}\right), \quad (1-18)$$

где d - внутренний диаметр трубы; D - диаметр витка змеевика.

б) Ламинарный режим. Он осложняется естественной конвекцией, возникающей вследствие разности температур по сечению потока:

$$Nu = 0,17 \cdot Re^{0,33} \cdot Pr^{0,43} \cdot Gr^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_{CT}}\right)^{0,25}. \quad (1-19)$$

Критерий Gr вводится для учета влияния естественной конвекции.

в) Теплоотдача при механическом перемешивании. Для аппаратов с мешалками, создающими преимущественно радиальные потоки жидкости:

$$Nu = c \cdot Re_u^m \cdot Pr^n \left(\frac{\mu}{\mu_{ct}}\right)^{0,14}, \quad (1-20)$$

где $Re_u = \frac{\rho \cdot n \cdot d_n^2}{\mu}$; μ_{ct} - вязкость среды при температуре стенки.

Уравнение (1-20) получено для аппаратов без внутренних отражательных перегородок. Коэффициенты m , n , c находятся опытным путем.

г) при естественной конвекции нагретые частицы, имеющие меньшую плотность, поднимаются кверху; их сменяют более холодные, которые опускаются вниз и, нагревшись, также поднимаются вверх. В результате возникают конвекционные токи теплоносителя:

$$Nu = c \cdot (Gr \cdot Pr)^n \quad (1-21)$$

1.9. Теплоотдача при изменении агрегатного состояния

Определяющие размеры системы для процессов конденсации пара и кипения жидкостей различны. При конденсации пара определяющим будет линейный размер поверхности нагрева, измеряемый вдоль пути стекания конденсата (например, высота вертикальной поверхности H или наружный диаметр горизонтальной трубки d_H).

При кипении таким размером становится либо критический радиус образующегося пузырька пара R_K , либо его диаметр d_0 в момент отрыва от поверхности. При конденсации паров на поверхности нагрева обычно образуется сплошная пленка конденсата. Она стекает вниз в различных гидродинамических режимах. Поэтому интенсивность теплоотдачи зависит от толщины пленки конденсата и режима ее течения.

Для пленочной конденсации пара при ламинарном течении пленки

$$Nu = c \cdot (Pr \cdot Ga \cdot Ku)^{0,25}, \quad (1-22)$$

где $c = 0,943$ - для вертикальных поверхностей ($l=H$); $c = 0,728$ - при конденсации на наружной поверхности горизонтальных труб ($l=d_H$);

$$Ku = \frac{r_K}{c_K \cdot \Delta t} \quad \text{- критерий фазового превращения Кутателадзе;}$$

r_K - теплота конденсации, Дж/кг; c_K - теплоемкость конденсата, Дж/кг·град; Δt - разность между температурами пара и стенки, °К;

$$Ga = \frac{g \cdot l^3}{\nu^2} \quad \text{- критерий Галилея.}$$

1.10. Теплопередача через плоскую стенку

Рассмотрим процесс теплопередачи между теплоносителями, разделенными плоской стенкой (рис.1.2.). Вначале определим количество тепла Q передаваемое в единицу времени от горячего теплоносителя с температурой t_1 к холодному с температурой t_2 через разделяющую их стенку толщиной δ и коэффициентом теплопроводности λ . Температуры

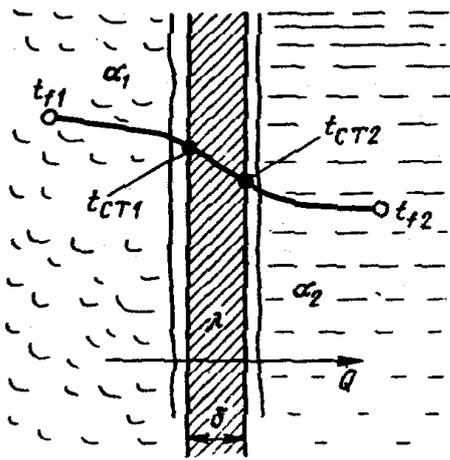


Рис.1.2. Теплопередача
через плоскую стенку

поверхностей стенки t_{cm1} и t_{cm2} соответственно. Коэффициенты теплоотдачи для горячего теплоносителя α_1 , а холодного – α_2 .

Примем, что процесс теплоотдачи установившийся. В этом случае одно и тоже количество тепла за одинаковое время передается от горячего теплоносителя к стенке, через нее и от стенки к холодному теплоносителю. Тогда:

1. Количество тепла, передаваемое через поверхность F от горячего теплоносителя к стенке, по закону Ньютона составит:

$$Q = \alpha_1 (t_1 - t_{CT1}) F$$

2. Количество тепла, проходящего путем теплопроводности через стенку толщиной δ и поверхностью F , по закону Фурье будет равно:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{CT1} - t_{CT2}) \cdot F .$$

3. Количество тепла, передаваемое через поверхность F от стенки к холодному теплоносителю, по закону Ньютона составит:

$$Q = \alpha_2 (t_{CT2} - t_2) \cdot F .$$

Преобразуем эти уравнения следующим образом:

$$(t_1 - t_{CT1}) = \frac{Q}{\alpha_1 \cdot F}, \quad (t_{CT1} - t_{CT2}) = \frac{Q}{F} \cdot \frac{\delta}{\lambda}, \quad (t_{CT2} - t_2) = \frac{Q}{\alpha_2 \cdot F}.$$

Сложив левые и правые части этих уравнений, получим:

$$(t_1 - t_2) = \frac{Q}{F} \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right), \text{ или:}$$

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \cdot F(t_1 - t_2). \quad (1-23)$$

Из сопоставления уравнений (1-4) и (1-23) следует, что:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}.$$

Величина, обратная K , называется общим термическим сопротивлением и обозначается R :

$$R = \frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}, \quad (1-24)$$

где $1/\alpha_1 = r_1$ - термическое сопротивление горячего теплоносителя;

$1/\alpha_2 = r_2$ - термическое сопротивление холодного теплоносителя;

$\delta/\lambda = r_{cm}$ - термическое сопротивление стенки.

В случае многослойной стенки в уравнение (1-24) вместо δ/λ подставляется сумма термических сопротивлений каждого слоя стенки. Тогда:

$$R = \frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum_1^n \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}.$$

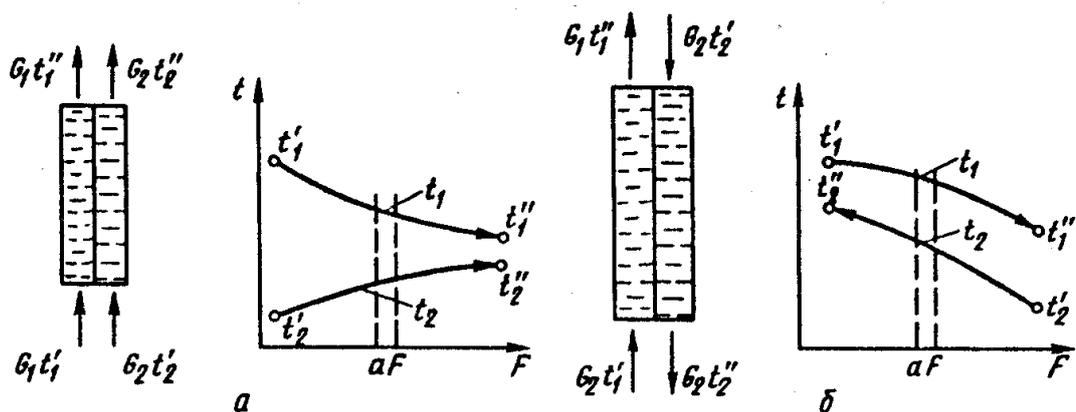
Анализ выражения (1-24) показывает, что для интенсификации процесса теплопередачи следует увеличивать меньший из коэффициентов теплоотдачи, т.к. величина K всегда меньше его. Для этого, например,

увеличивают скорость теплоносителя с меньшим α или турбулизируют поток другими способами.

1.11. Движущая сила теплообменных процессов

Движущей силой процесса теплообмена является разность температур теплоносителей. Под действием этой разности тепло передается от горячего теплоносителя к холодному. При этом движущая сила не сохраняет своего постоянного значения, а изменяется вдоль поверхности теплообмена. Поэтому вводится понятие - средняя разность температур, при которой определяются численные значения физических параметров среды. Температуры теплоносителей изменяются по сечению потока вследствие наличия поля температур и скоростей, а также вдоль проточной части теплообменника по мере охлаждения горячей среды и нагревания холодной. В частности, при конденсации пара и кипении жидкости, температуры теплоносителей принимаются постоянными как температуры фазового превращения. Процессы теплообмена в аппаратах непрерывного действия могут осуществляться в прямотоке, противотоке, перекрестном и смешанном потоках.

При нагревании или охлаждении рабочей среды (без изменения агрегатного состояния) температура ее вдоль поверхности нагрева



с.1.3. Схемы относительного движения рабочих сред и изменения их температур вдоль поверхности нагрева:

изменяется по некоторым экспоненциальным кривым (рис.1.3.а,б)

При простейших случаях теплопередачи - прямотоке и противотоке, средняя разность температур определяется по уравнению Грасгофа как средняя логарифмическая:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_M}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_M}} \quad (1-25)$$

Для прямотока:

$$\Delta t_{\delta} = t_{1H} - t_{2H}; \quad \Delta t_M = t_{1K} - t_{2K}.$$

Для противотока:

$$\Delta t_{\delta} = t_{1K} - t_{2H}; \quad \Delta t_M = t_{1H} - t_{2K}$$

Наиболее совершенной схемой теплопередачи является противоток, при котором Δt имеет наивысшее значение из всех возможных схем теплопередачи при прочих равных условиях. При теплопередаче в противотоке нагреваемый поток может быть нагрет до более высокой температуры, чем конечная температура нагревающего потока. Наименьшее значение при прочих равных условиях имеет средняя разность температур при прямотоке.

При более сложных случаях относительного движения теплоносителей (перекрестный ток, неравное число ходов для обеих жидких сред и т.д.) в выражение (1-25) вводятся поправочные функции, численные значения которых находятся в справочниках.

22. Почему при расчетах теплообменных процессов используют среднюю разность температур? Как она вычисляется?

1.12. Конденсация

Конденсация - переход вещества из паро- или газообразного состояния в жидкое, проводимое путем охлаждения его водой или холодным воздухом. Конденсация паров широко применяется в пищевой промышленности при проведении процессов выпаривания, вакуум-сушки и др., для создания разрежения. При этом пары, подлежащие конденсации, обычно отводят в другой аппарат - конденсатор, где они охлаждаются водой или воздухом.

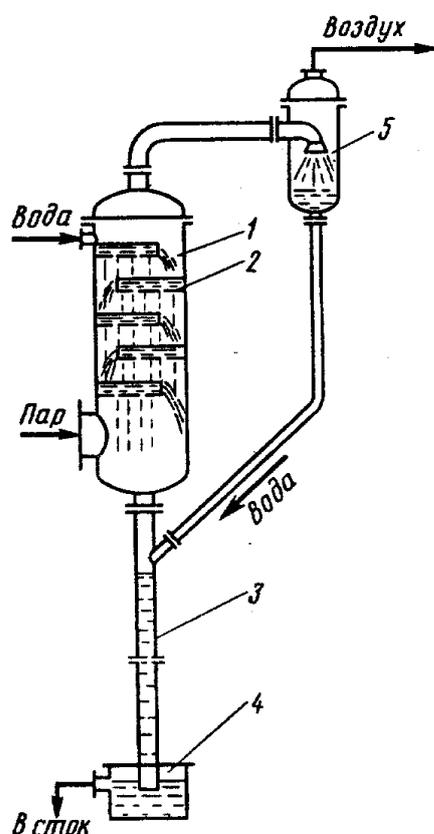
Объем получаемого конденсата в тысячу и более раз меньше объема пара, из которого он образовался. Поэтому в конденсаторе создается разрежение, которое увеличивается при уменьшении температуры конденсации. Для поддержания вакуума на требуемом уровне из конденсатора непрерывно отводятся с помощью вакуум-насоса неконденсирующие газы.

По способу охлаждения различают два типа конденсаторов:

а) **смешения**; б) **поверхностные**.

Конденсаторы смешения - аппараты, где пар непосредственно смешивается с охлаждающей водой. По способу отвода воды, неконденсирующихся газов и конденсата различают сухие и мокрые конденсаторы смешения.

В сухих (барометрических) конденсаторах (рис.1.4.) вода и конденсат удаляются совместно, а газы отдельно с помощью вакуум-насоса. Внутри



корпуса 1 взаимодействие пара и воды происходит в противотоке. Вода подается через штуцер в виде тонких струй перетекает с тарелки 2 на тарелку через отверстия и борта. Пар поступает снизу через штуцер и при соприкосновении с водой конденсируется. Смесь конденсата и воды попадает в барометрическую трубу 3 высотой около 10 м и далее в колодец 4. Труба 3 и колодец играют роль гидравлического затвора, препятствующего проникновению наружного воздуха в аппарат. Несконденсировавшиеся газы отсасываются через штуцер 8 вакуум-насосом. Процесс конденсации пара протекает под вакуумом (0,01...0,02 Мн/м²).

Рис.1.4. Барометрический конденсатор

- 1- корпус;
- 2- тарелка;
- 3- барометрическая труба;
- 4- колодец;
- 5- ловушка.

Для уравнивания разности давлений в конденсаторе и атмосферного используется столб жидкости, находящийся в трубе 3.

Достоинством противоточного барометрического конденсатора является наиболее простой и дешевый способ отвода воды, удаляемой в канализацию. В мокрых конденсаторах смешения охлаждающаяся вода распыляется внутри аппарата через сопла. Вода и пар вводятся в верхней части корпуса прямотоком, а конденсат, вода и несконцентрировавшиеся газы удаляются из нижней части с помощью мокровоздушного насоса.

Конденсаторы смешения используются для создания разрежения в установках, работающих под вакуумом (вакуум-фильтры, сушилки, выпарные аппараты и т.д.).

В поверхностных конденсаторах конденсирующийся пар отдает свое тепло через стенку. Обычно пар конденсируется на наружных или внутренних поверхностях труб, омываемых с противоположной стороны водой. Поэтому появляется возможность отдельного отвода конденсата и охлаждающей воды, что позволяет использовать конденсат, если он представляет собой какую-либо ценность. Например, если сжижение и охлаждение конечного продукта, получаемого в виде перегретого пара, является завершающей операцией технологического процесса.

Отметим, что поверхностные конденсаторы более металлоемки и требуют большего расхода воды. В промышленности в качестве поверхностных конденсаторов используют различные теплообменники, например, трубчатые и оросительные холодильники-конденсаторы.

1.13. Конструкции теплообменных аппаратов

Теплообменниками называются аппараты, в которых происходит теплообмен между рабочими средами независимо от их технологического назначения.

В зависимости от способа передачи тепла различают две основные группы теплообменников:

1. **Поверхностные**, где перенос тепла между рабочими средами осуществляется через твердую стенку, разделяющую их. При этом непосредственный контакт между средами исключен.

2. **Смещения**, в которых тепло передается от одной среды к другой при их непосредственном соприкосновении.

Поверхностные теплообменники наиболее распространены. По конструкции их можно подразделить на кожухообразные, типа "труба в трубе", погружные, оросительные, с плоскими поверхностями нагрева и т.д.

Рассмотрим некоторые основные конструкции.

1.13.1. Кожухотрубные теплообменники.

Теплообменник (рис.1.5.) представляет собой пучок труб, помещенных в цилиндрическом корпусе 1 (кожухе). Пространство между трубками 3 и боковой поверхностью кожуха называется межтрубным. Трубки завальцованы (закреплены) или приварены к трубным решеткам 2. К фланцам корпуса крепятся крышка и днище 5, имеющие патрубки 4 для подвода и отвода рабочей жидкости $Ж_2$. На корпусе также имеются патрубки 4 для подвода и отвода рабочего тела $Ж_1$.

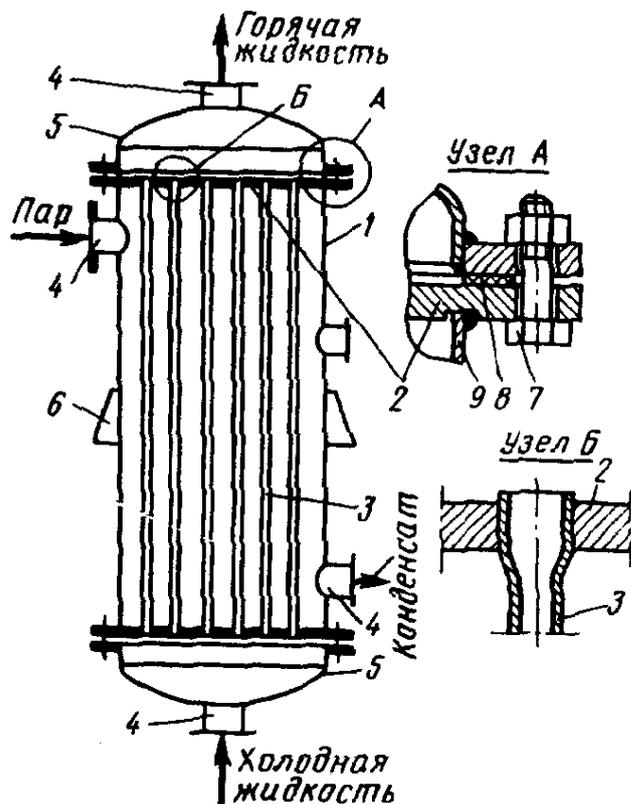


Рис. 1.5. Кожухотрубный

Теплообменник/

- 1 - корпус; 2 - трубная решетка;
3 - греющая труба; 4 - патрубок;

Трубки обычно имеют диаметр $d \geq 10$ мм и изготавливаются из материалов, хорошо проводящих тепло. Большим недостатком одноходовых теплообменников, предназначенных для нагревания или охлаждения жидкостей, является несоответствие между пропускной способностью пучка трубок и площадью теплообмена. Так, трубка диаметром 20 мм при скорости потока 1 м/сек может пропустить около 1000 л/час жидкости; при этом площадь поверхности трубки при обычной длине 3,5 м составляет всего около

0,2 м², что явно недостаточно для существенного подогрева такого большого количества жидкости. Поэтому приходится уменьшать скорость движения жидкости в трубке, что приводит к снижению коэффициента теплоотдачи. Этот недостаток можно устранить в первую очередь путем группировки труб в отдельные пучки (ходы) и устройства соответствующих перегородок. В этом случае мы достигаем эффекта не за счет снижения скорости потока, а в результате увеличения его пути в несколько раз.

Такой теплообменник называется **многohодовым** (рис.1.6 а). Здесь рабочая жидкость проходит через трубное пространство в несколько ходов, протекая последовательно через все пучки труб.

При небольшом числе ходов (два-три) перегородки делают по хордам, при большем - радиально или концентрически. Конструктивно удобнее устраивать четное число ходов, но не более 16. Если в межтрубном пространстве теплоносителем является жидкость, то для увеличения ее скорости также устраивают перегородки - продольные и поперечные. Продольные перегородки делят межтрубное пространство на столько же ходов, сколько имеет трубное. Эти перегородки обеспечивают принцип противотока рабочих тел. Перегородки установлены параллельно трубкам и не достигают противоположной трубной решетки. Большое число перегородок не рекомендуется из-за трудности уплотнения их стыков с трубными решетками.

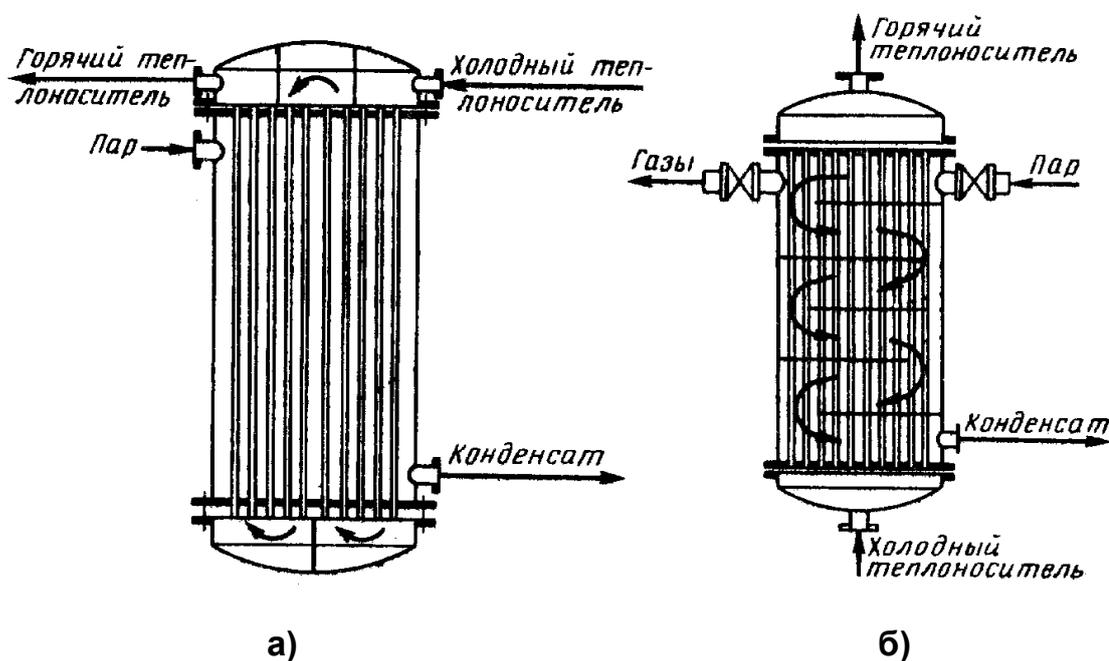


Рис. 1.6. Схема многohодового теплообменника:

Поперечные перегородки бывают перекрывающие и неперекрывающие. Перекрывающие перегородки пересекают все межтрубное пространство, оставляя вокруг каждой трубки кольцевую щель шириной около 2 мм. Расстояние между перегородками обычно 100 мм. Рабочее тело протекает через кольцевые щели с большой скоростью. При этом в промежутках между перегородками образуются турбулентные завихрения, что приводит к увеличению коэффициента теплоотдачи. Такие перегородки неприменимы, если жидкости могут выделять осадок, т.к. узкие щели легко им забиваются. Неперекрывающие перегородки (рис.1.6 б) выполняют, например, с проходом в виде сектора или сегмента.

Двухходовый теплообменник часто выполняют с **U-образными трубками**, открытые концы которых завальцованы в одну и ту же трубную решетку (рис.1.7). При запуске в работу теплообменников нужно обращать внимание на направление движения рабочих тел. Горячая (охлаждаемая) жидкость должна опускаться (подача сверху), а холодная - подниматься. В этом случае принудительное движение совпадает с естественным.

1.13.2. Теплообменники "труба в трубе"

Такие теплообменники применяют при небольших расходах рабочих жидкостей и высоких давлениях. Они состояются из нескольких

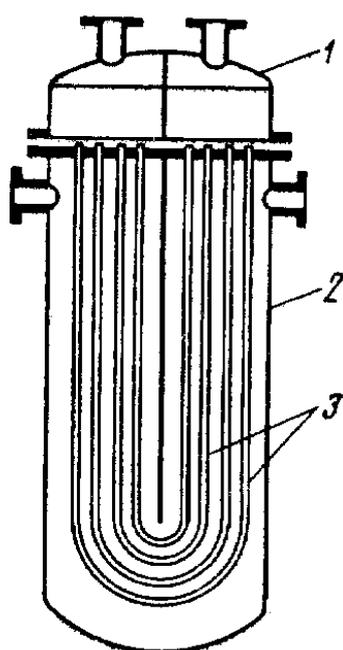


Рис. 1.7. Схема теплообменника с U-образными трубками:

1 - крышка; 2 - корпус;

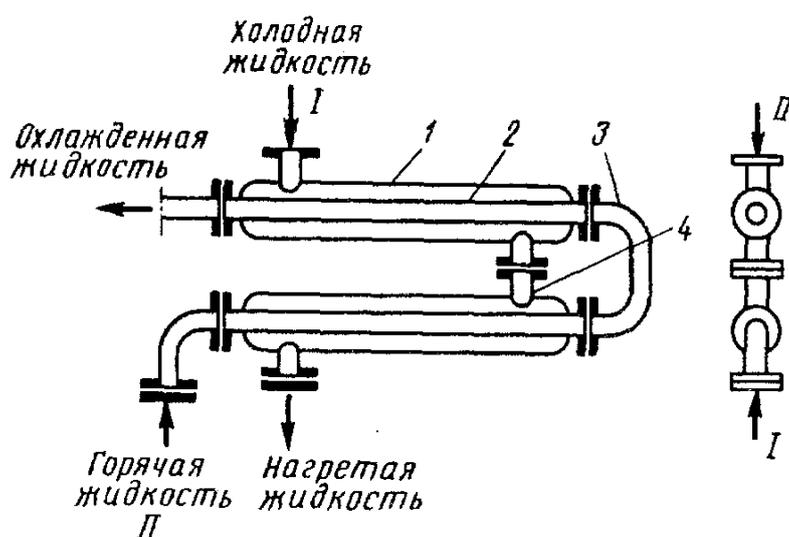


Рис. 1.8. Теплообменник типа «труба в трубе»:

1 - наружная труба; 2 - внутренняя труба; 3 - колена; 4 - патрубок

последовательно соединенных элементов, образованных двумя концентрически расположенными трубами (рис.1.8). Каждый элемент состоит из 2-х труб, вставленных одна в другую. Элементы соединены в батарею последовательно, параллельно или комбинированно. При этом трубы соединяются с трубами, а кольцевые пространства с кольцевыми пространствами. Достоинством таких теплообменников является соблюдение противотока, что обеспечивает наиболее полное использование теплоносителя. Они позволяют достигать довольно высоких скоростей жидкости в диапазоне 1-1,5 м/с, что уменьшает возможности отложения загрязнений на поверхности теплообмена и увеличивает значения коэффициентов теплоотдачи. Отметим, что эти теплообменники более громоздки, по сравнению с кожухотрубными, и требуют большего расхода металла на единицу поверхности теплообмена.

1.13.3. Погружные трубчатые теплообменники

Они имеют вид (Рис.1.9) змеевика 1, погруженного в аппарат 2, заполненный жидкостью. Коэффициент теплопередачи в них невелик, т.к. жидкость снаружи змеевика движется только под действием свободной конвекции. Обычно и внутри трубок скорость движения рабочего тела невелика. Поэтому для интенсификации процесса необходимо применять

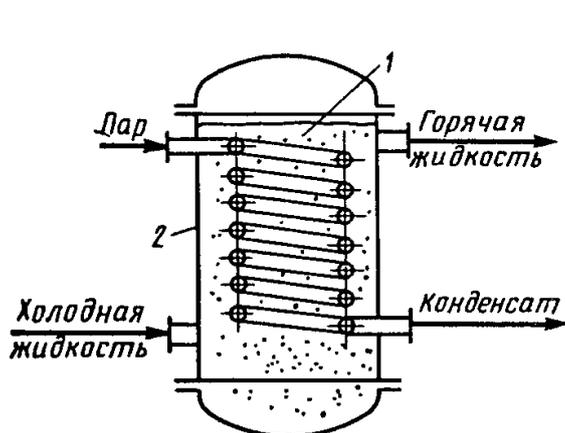


Рис. 1.9.

Погружной

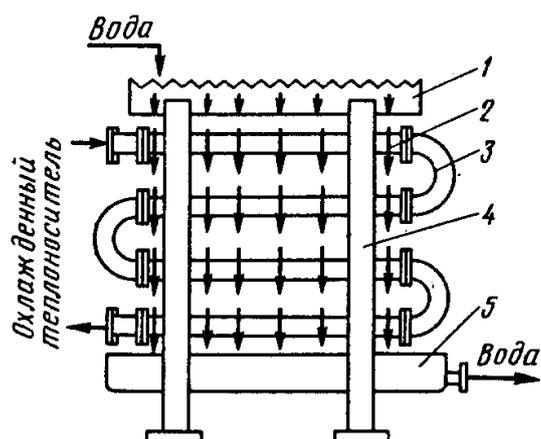


Рис. 1.10.

Оросительный

мешалки, т.е. использовать вынужденную конвекцию. Обычно змеевики применяются там, где не требуется подводить большое количество тепла или в качестве дополнительной поверхности (наряду с рубашкой).

1.13.4. Оросительные теплообменники

Такой теплообменник (рис.1.10) представляет собой трубу 2 с прямоугольными витками, соединенные коленами 3, закрепленные на стойке 4. Охлаждаемая жидкость вытекает из распределительного желоба 1 на наружную поверхность верхнего витка трубы и затем последовательно стекает на нижерасположенные и в сборный желоб 5. Жидкость, омывающая трубки, нагревается или охлаждается в зависимости от температуры среды, протекающей внутри. Недостатки оросительных теплообменников: громоздкость и неравномерность смачивания наружной поверхности труб. Как правило, они располагаются вне помещения. Теплообменники этого типа применяются в холодильной технике в качестве конденсаторов, работающих при высоких давлениях хладагента, для охлаждения пива, молока и других

жидкостей. Они работают при небольших тепловых нагрузках и имеют невысокие коэффициенты теплоотдачи.

1.13.5. Теплообменники с плоскими поверхностями нагрева

К этому типу относятся различные ребристые, пластинчатые и другие теплообменники.

Оребрение поверхности производится с той стороны, где меньше значение коэффициента теплоотдачи. Это делается для создания большей поверхности контакта стенки с рабочей средой. Ребристый теплообменник для нагревания или охлаждения называется калорифером (рис.1.11). Он представляет собой две коробки I, плоскости которых соединены рядом трубок 2, имеющих наружную ребристую поверхность. Через входной патрубок поступает вода (пар), которая заполняет коробки I и трубки 2. Через

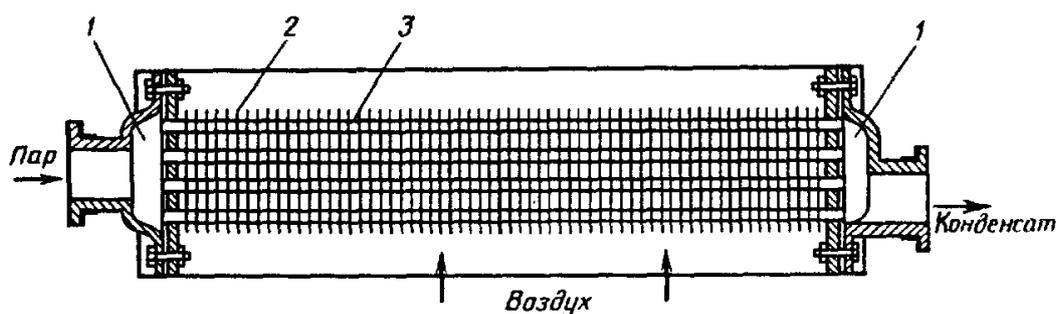


Рис. 1.11. Секция калорифера: 1 – коробка; 2 – ребро; 3 – труба.

выходной патрубок вода (конденсат) отводится. Между ребрами трубок проходит воздух (газ), поток которого ограничен с боковых стенок калорифера плоскими листами. Калориферы могут соединяться в батареи параллельно или последовательно. Ребристые калориферы изготавливаются различных размеров, они отличаются числом трубок, их длиной и т.д.

Скорость воздуха определяют в зависимости от его расчетного расхода и живого сечения межтрубного пространства ($\approx 40\%$). Зная скорость воздуха и температуру теплоносителя, находят коэффициенты теплопередачи по графикам и номограммам для каждого типа калорифера. Эти графики обычно приводятся в каталогах калориферов; там же указывается гидравлическое сопротивление, необходимое для расчета вентилятора.

Спиральные теплообменники состоят из двух спиральных каналов прямоугольного сечения, образованных металлическими листами (рис.1.12.).

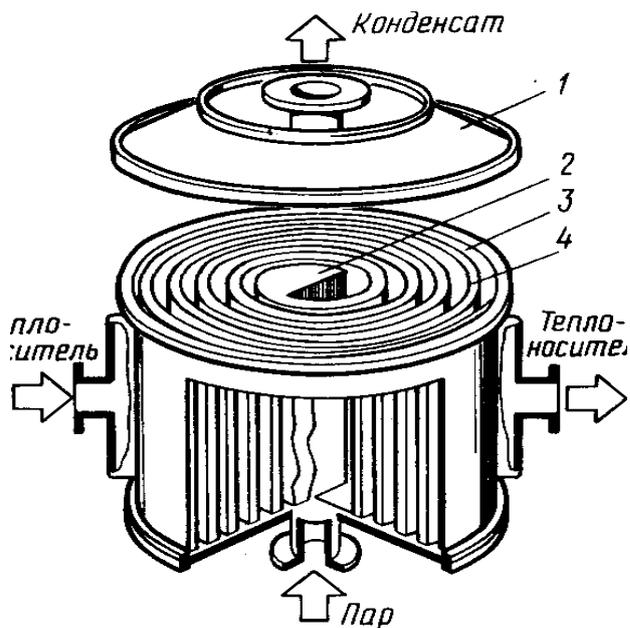


Рис.1.12. Спиральный теплообменник:

- 1 — крышка; 2 — перегородка;
3,4 — металлические листы

Внутренние концы спиралей соединены перегородкой. С торцов каналы закрыты крышками и уплотнены прокладками. У наружных концов каналов имеются патрубки для входа и выхода теплоносителей, два других патрубка приварены к плоским боковым крышкам.

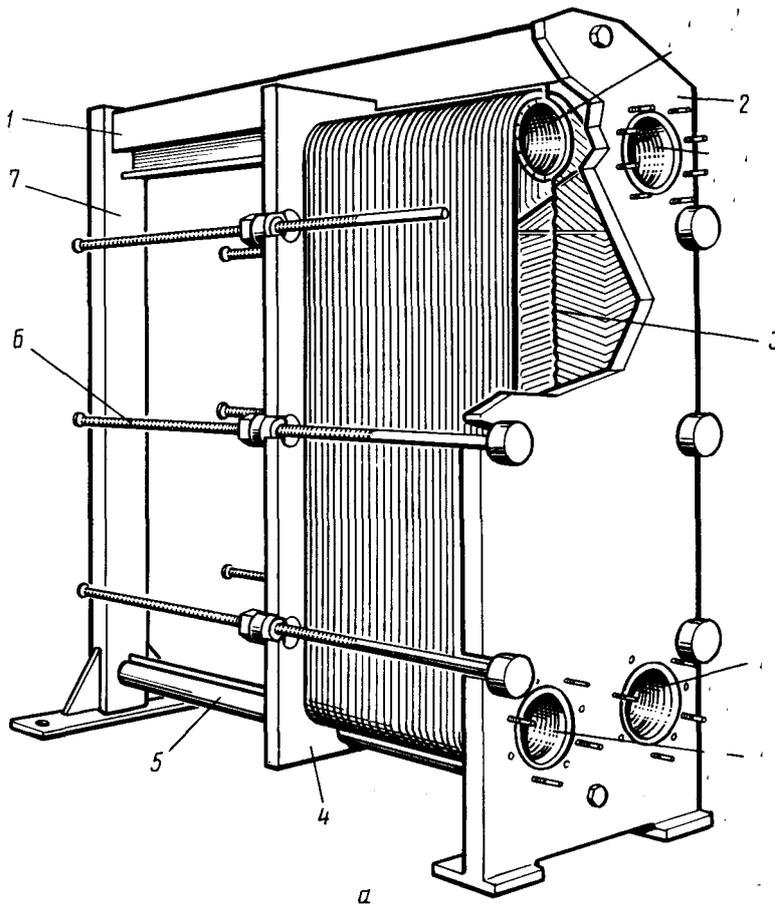
Такие теплообменники используются для теплообмена между жидкостями и газами. Эти теплообменники не забиваются твердыми частицами, взвешенными в теплоносителях, поэтому они применяются для теплообмена между

жидкостями со взвешенными частицами, например для охлаждения бражки на спиртоперегонных заводах.

Спиральные теплообменники компактны, позволяют проводить процесс теплопередачи при высоких скоростях теплоносителей с высокими коэффициентами теплопередачи; гидравлическое сопротивление спиральных теплообменников ниже сопротивления многоходовых аппаратов при тех же скоростях теплоносителей.

Недостатком спиральных теплообменников является сложность изготовления, ремонта и чистки.

Пластинчатые теплообменники (рис.1.11.) монтируются на раме, состоящей из верхнего и нижнего несущих брусов, которые соединяют стойку с неподвижной плитой. По направляющим стяжным шпилькам перемещается подвижная плита. Между подвижной и неподвижной плитами располагается пакет стальных штампованных гофрированных пластин, в которых имеются каналы для прохода теплоносителей. Уплотнение пластин достигается с помощью заглубленных прокладок, которые могут выдерживать высокие рабочие давления. Теплоносители к каналам, образованным пластинами, проходят по чередующимся каналам сквозь разделенные прокладками отверстия.



теплообменники можно собирать в виде многоступенчатых агрегатов.

Пластинчатые теплообменники компактны, обладают большой площадью поверхности теплопередачи, что достигается гофрированием пластин.

Рис. 1.11. Пластинчатый теплообменник:

- 1 — верхний несущий брус;
- 2 — неподвижная плита; 3 — пластина; 4 — подвижная плита;

Высокая эффективность обусловлена высоким отношением площади поверхности теплопередачи к объему теплообменника за счет высоких скоростей теплоносителей, а также турбулизации потоков гофрированными поверхностями пластин и низкого термического сопротивления стенок пластин.

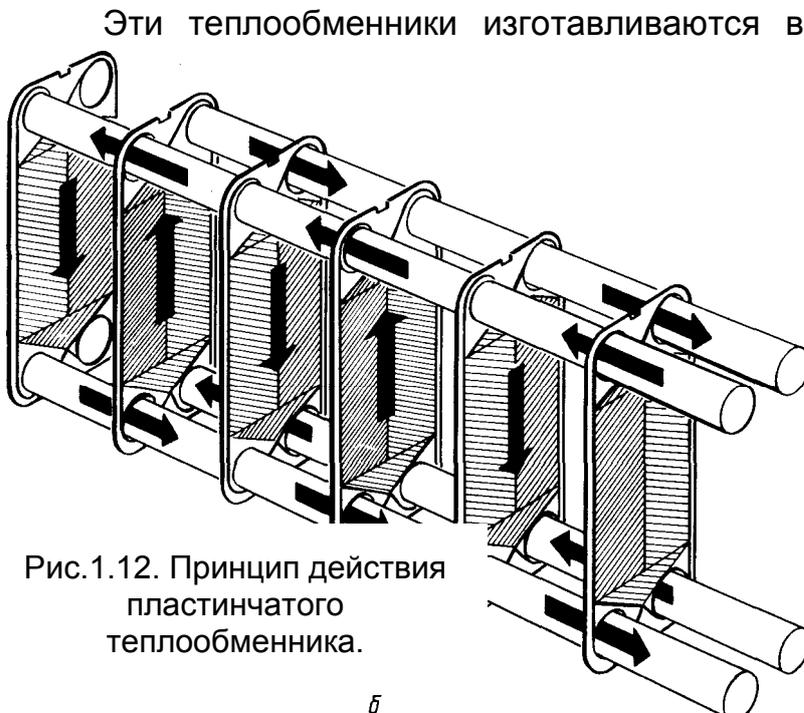


Рис.1.12. Принцип действия пластинчатого теплообменника.

Принцип действия пластинчатого теплообменника показан на рис.1.12. Как видно из этой схемы, теплообмен происходит в противотоке, причем каждый теплоноситель движется вдоль одной стороны пластины.

Пластинчатые теплообменники используются в качестве нагревателей, холодильников, а также комбинированных теплообменников для пастеризации, например молока, и стерилизации (мелассы). Эти

Эти теплообменники изготавливаются в виде модулей, из которых может быть собран теплообменник с площадью поверхности теплопередачи, необходимой для осуществления технологического процесса.

К недостаткам относятся сложность изготовления, возможность забивания поверхностей пластин взвешенными в

жидкости твердыми частицами.

1.13.6. Типичные случаи теплообмена

1. Теплообмен в рубашках реакционных аппаратов

Жидкость, находящаяся внутри аппарата, получает заданное количество тепла путем свободной конвекции или вынужденной при принудительном перемешивании мешалкой. При паровом обогреве пар, находящийся в рубашке, конденсируется на вертикальной и сферической поверхностях, а при обогреве жидкостью происходит обтекание цилиндра.

2. Теплообмен в кожухотрубных теплообменниках

В трубном пространстве теплообменника происходит теплопередача при вынужденном переходном, ламинарном или турбулентном режимах; в межтрубном пространстве при паровом обогреве происходит конденсация на вертикальной поверхности или снаружи горизонтальных труб, а при жидкостном обогреве - продольное, поперечное или смешанное обтекание пучка труб.

3. Теплообмен в погружных теплообменниках

При паровом обогреве внутри труб происходит конденсация, а при жидкостном - вынужденное движение в различных режимах с повышением интенсивности теплоотдачи в змеевиках за счет поворотов потока. Снаружи труб происходит свободная конвекция или, при наличии мешалок, вынужденное обтекание труб.

1.14. Основные способы увеличения интенсивности теплообмена

1. Уменьшение толщины теплового пограничного слоя в результате турбулизации за счет повышения скорости движения потоков или другого вида воздействия; это достигается, например, разбивкой пучка трубок на ходы и установкой межтрубных перегородок.

2. Улучшение условий отвода неконденсирующихся газов или конденсата при паровом обогреве.

3. Создание благоприятных условий для обтекания потоком поверхности нагрева, при которых она вся активно участвует в теплообмене.

4. Обеспечение оптимальных значений температур, термических сопротивлений и т.д.

Интенсификация теплообмена является одним из основных направлений развития и совершенствования тепловой аппаратуры пищевых производств. При этом широко используются положительные эффекты в интенсификации теплообмена, обнаруженные и исследованные в других областях технологии и энергетики. Например, за последние годы выполнен ряд работ по промышленному испытанию активных ("режимных") методов интенсификации теплообмена в аппаратах пищевых производств, обуславливающих изменение гидродинамической обстановки, режимных характеристик течения (скорости, плотности, вязкости и т.д.) и вызывающих дополнительную турбулизацию потока. Кроме того, активные методы способствуют снижению накипеобразования и не требуют дополнительного расхода энергии.

В качестве активных методов используются:

- а) вынужденные пульсации скорости и давления;
- б) пленочное течение жидкости;
- в) вдувание воздуха в поток нагреваемого продукта;
- г) рациональное сочетание совместного действия нескольких факторов,, интенсифицирующих процесс.

1. В каких случаях используют теплообменники с ребристыми поверхностями?

2. В чем заключаются основные способы увеличения интенсивности теплообмена?

2. ВЫПАРИВАНИЕ

2.1. Общие сведения

Выпариванием называется процесс сгущения практически нелетучих твердых веществ за счет испарения летучего растворителя. При этом частичное удаление растворителя из всего объема раствора осуществляется при температуре кипения последнего, когда давление паров растворителя равно давлению в надрастворном пространстве.

Особенностью процесса выпаривания является постоянство температур кипения при данном давлении и составе раствора. В ряде случаев выпаренный раствор подвергают последующей кристаллизации.

Тепло, необходимое для выпаривания, обычно подводится с насыщенным водяным паром, который называется греющим (первичным), через стенку, отделяющую теплоноситель от раствора. Вторичным называется пар, образующийся при выпаривании кипящего раствора.

В пищеперерабатывающей промышленности, как правило, выпаривают водные растворы - свекловичные и томатные соки, сиропы, барду, пектиновый клей, молоко и т.д.

Процессы выпаривания проводят в выпарных аппаратах под вакуумом, при повышенном и атмосферном давлениях в зависимости от свойств раствора и возможности использования тепла вторичного пара.

При выпаривании **под вакуумом**, последний создается в аппарате путем конденсации вторичного пара в конденсаторе и отсасывании из него неконденсирующихся газов с помощью вакуум-насоса. Такой подход позволяет увеличить движущую силу теплопередачи (разность температур между греющим паром и раствором) и, как следствие, уменьшить площадь поверхности нагрева выпарного аппарата и тем самым его материалоемкость. Кроме того, выпаривание под вакуумом позволяет проводить процесс при более низких температурах, что особенно важно для пищевых растворов. Однако применение вакуума вызывает удорожание выпарной установки, в связи с дополнительными затратами на устройства для его создания (конденсаторы, ловушки, вакуум-насосы), и увеличение эксплуатационных расходов.

При выпаривании **под избыточным давлением** вторичный пар может быть использован как теплоноситель в подогревателях, для отопления теплиц и других внутризаводских нужд. Однако такой метод выпаривания связан с повышением температуры кипения раствора. Поэтому его применение в пищевой промышленности ограничено свойствами растворов, которые должны быть термически стойкими.

При выпаривании **под атмосферным давлением**, образующийся вторичный пар не используется и обычно сбрасывается в атмосферу. Такой способ выпаривания наиболее прост, но наименее экономичен.

2.2. Изменение свойств раствора при выпаривании

В процессе выпаривания увеличивается концентрация твердых веществ в растворе, что приводит к изменению его теплофизических свойств. На (рис.2.1 а) показано их изменение в процессе выпаривания при увеличении концентрации от начальной CB_n до конечной CB_k за время τ при постоянном давлении пара над кипящим раствором

По мере сгущения раствора его концентрация асимптотически приближается к теоретическому пределу $CB_{теор}=100\%$.

При достижении концентрации пересыщения CB_n в кристаллизующихся растворах начинается выпадение избытка растворенного вещества в осадок и при дальнейшем выпаривании происходит рост массового содержания кристаллов в растворе K_p . Концентрация пересыщения CB_n служит границей между областями ненасыщенных растворов I (для сгущения которых используются обычно выпарные аппараты) и пересыщенных кристаллизующихся растворов II (здесь применяются вакуумные аппараты).

Концентрация пересыщения CB_n может изменяться в пределах заштрихованной площади в зависимости от конкретных условий (температуры, требуемой степени пересыщения и т.д.). В области пересыщения кривая концентрации расслаивается. Верхняя ее часть относится ко всей увариваемой массе, включая кристаллы, а нижняя показывает концентрацию твердого вещества в маточном растворе.

Из (рис.2.1 б) следует, что температура кипения раствора t_p увеличивается вследствие повышения значения физико-химической депрессии $\Delta\phi$ (разность между температурами кипения раствора и

растворителя). При этом значение t_p больше температуры вторичного пара t_{em} , находящегося над раствором, на величину $\Delta\phi$.

Общая кривая вязкости ν раздваивается: верхняя характеризует

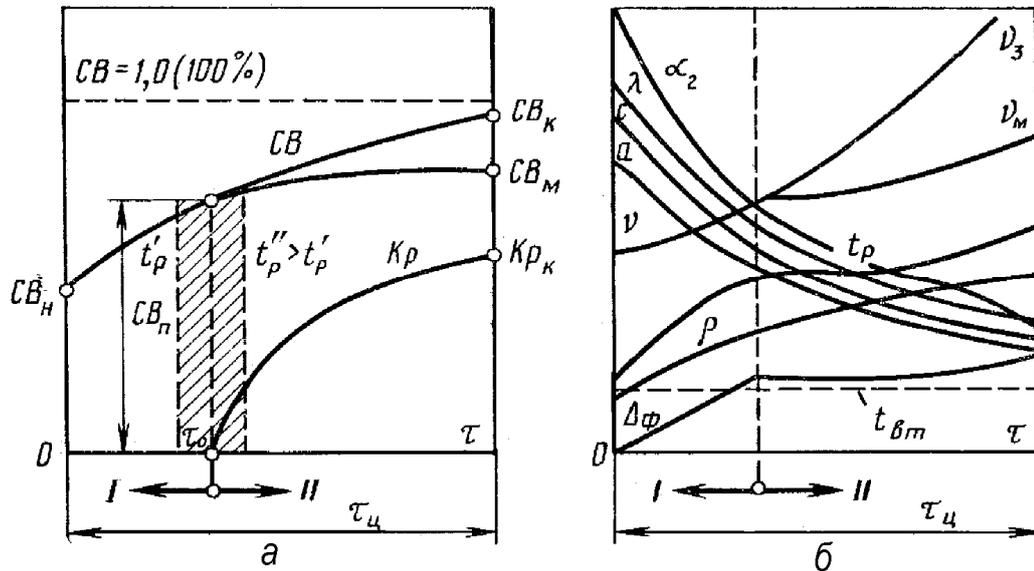


Рис. 2.1. Изменение теплофизических свойств раствора при выпаривании: I – область ненасыщенного раствора; II – область пересыщения и кристаллизации.

эффективную вязкость всей суспензии, а нижняя - маточного раствора ν_m . В целом по мере роста концентрации, плотности и вязкости раствора уменьшаются его температуропроводность и теплоемкость. Это приводит к увеличению величины критерия Прандтля $Pr = \nu/a$ и, как следствие, ухудшению условий теплоотдачи от поверхности нагрева к кипящему раствору (уменьшается значение коэффициента теплоотдачи α_2).

В заключение отметим, что при выпаривании некристаллизующихся растворов (паточная барда) - область II на рис.2.1.б, отсутствует, и кривые концентрации и вязкости не раздваиваются.

2.3. Методы выпаривания

В пищевых отраслях широко используют однократное выпаривание, осуществляемое периодически или непрерывно в однокорпусных выпарных

аппаратах, и многократное, проводимое непрерывно в многокорпусных выпарных установках, составленных из нескольких однокорпусных аппаратов.

Однокорпусная выпарная установка (рис.2.2) предназначена для однократного непрерывного выпаривания и применяется в малотоннажных производствах. Образующийся при выпаривании вторичный пар в этих установках не используется, а конденсируется в конденсаторе. Основные аппараты установки – выпарной аппарат, подогреватель, барометрический конденсатор и насосы.

Выпарной аппарат (рис.2.3) состоит из греющей камеры 1, пространство которой ограничено стенками аппарата 2 межтрубными решетками 6 и 7. В пространство греющей камеры подается насыщенный водяной пар, а конденсат отводится из ее нижней части. Выпариваемый раствор, поднимаясь снизу вверх по кипяtilьным трубкам 5, нагревается и кипит с образованием

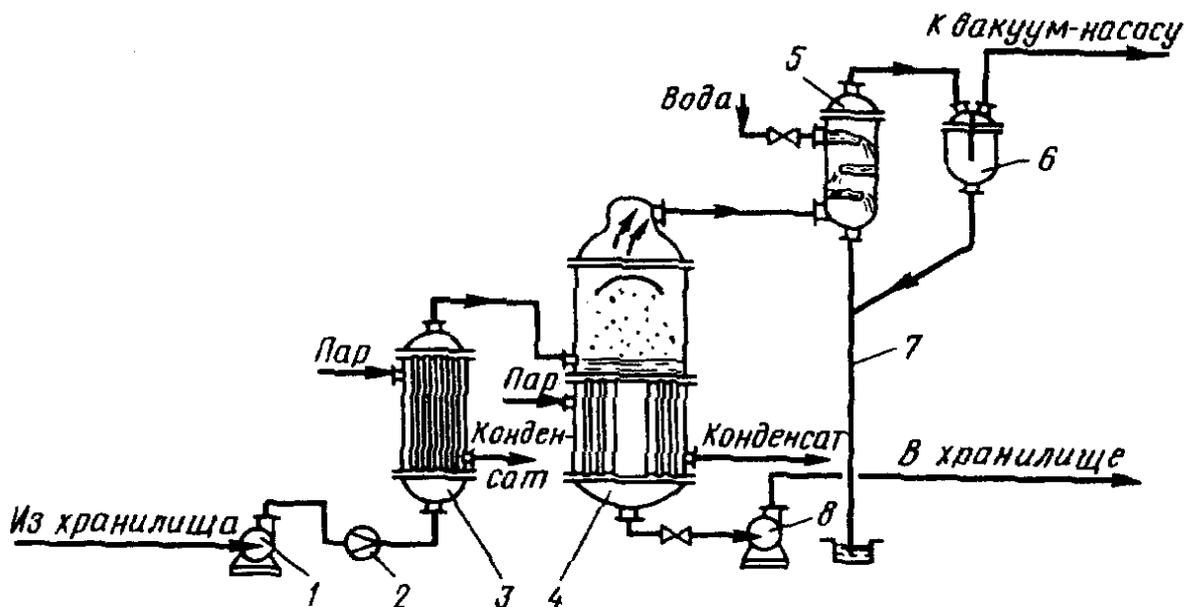


Рис.2.2. Однокорпусная выпарная установка непрерывного действия.

1, 8 – насос; 2 – расходомер; 3 – теплообменник; 4 – выпарной аппарат;

5 – барометрический конденсатор; 6 – ловушка;

вторичного пара. Часть жидкости опускается по центральной трубе 4 в нижнюю часть греющей камеры и направляется в кипяtilьные трубки. Таким образом происходит непрерывная циркуляция по замкнутому контуру вследствие разности плотностей раствора в центральной трубе и парожидкостной эмульсии в кипяtilьных трубках. Упаренный раствор удаляется через патрубок, расположенный в днище 8 аппарата.

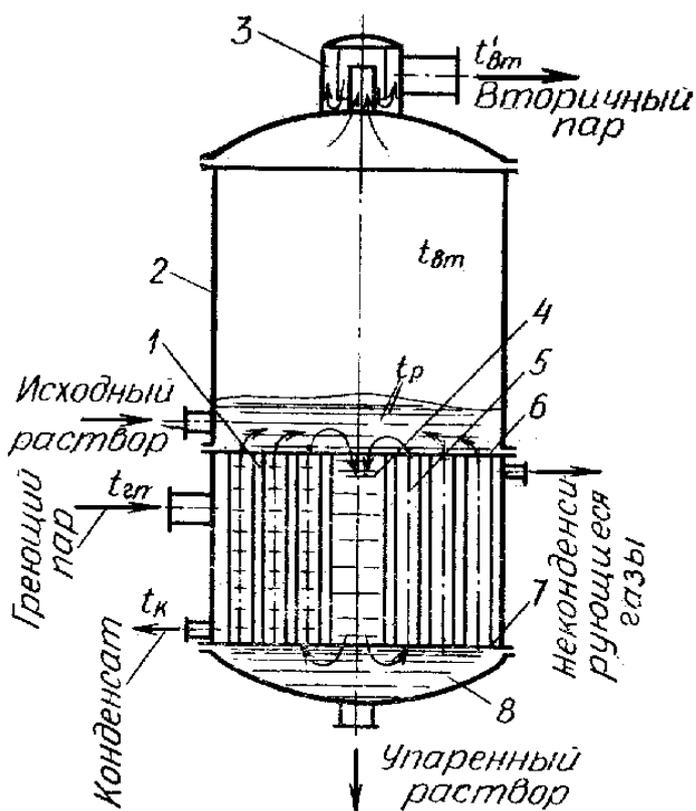


Рис. 2.3. Схема устройства одиночного (однокорпусного) выпарного аппарата

вторичного пара, как это происходит, например, в многокорпусных выпарных установках.

Многокорпусная выпарная установка (рис.2.4) состоит из нескольких последовательно соединенных однокорпусных выпарных аппаратов. Ее принцип действия заключается в многократном использовании тепла

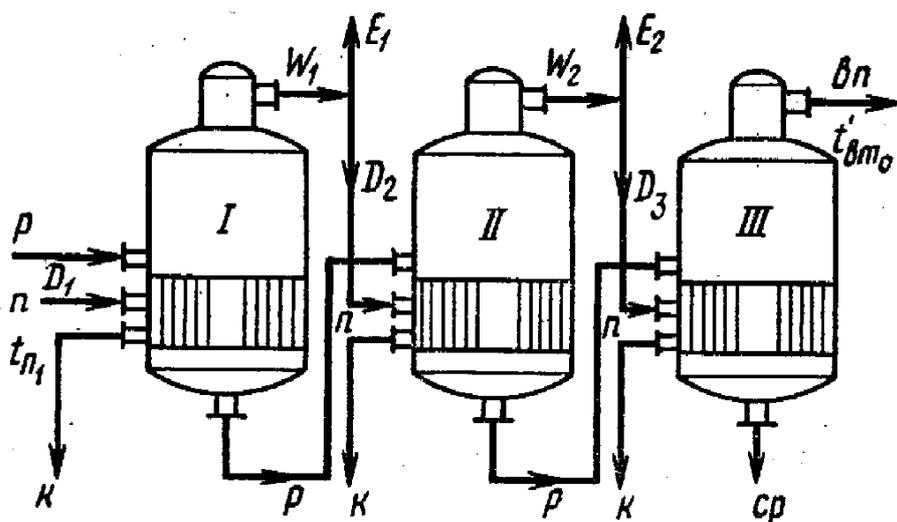


Рис.2.4. Многокорпусная прямоточная вакуум-выпарная установка

Свежий раствор подается над верхней или нижней трубной решеткой. Вторичный пар заполняет надрастворный объем, откуда отводится через ловушки сепаратора 3, задерживающие брызги и капельки жидкости, через верхний патрубок в конденсатор.

В однокорпусной выпарной установке расход греющего пара составляет более 1 кг на 1 кг испаренной воды. Экономичность процесса может быть повышена только за счет рационального использования

тепла греющего пара, поступающего в первый корпус, для обогрева последующих. При этом в качестве греющего пара последующего корпуса используется вторичный пар

предыдущего.

Исходный раствор, предварительно нагретый до температуры кипения, поступает в I корпус, обогреваемый первичным паром. Вторичный пар, образующийся в I корпусе, направляется в качестве греющего во второй. Здесь давление более низкое. Поэтому раствор, упаренный в I корпусе, перемещается во второй самотеком. Пониженное давление обуславливает и более низкую температуру кипения раствора во II корпусе. Поэтому раствор, пришедший из I корпуса, частично охлаждается до температуры кипения во втором. При этом выделяется тепло, приводящее к образованию дополнительного количества вторичного пара. Это явление называется **самоиспарением** раствора и происходит во всех корпусах, кроме первого. Аналогичная картина происходит в III корпусе.

Вторичный пар из последнего корпуса поступает в барометрический конденсатор, где за счет его конденсации, создается требуемое разрежение. Несконденсировавшиеся газы и воздух отсасываются вакуум-насосом.

Преимущества данной схемы:

1. Движение раствора самотеком из корпуса в корпус за счет разности давлений;
2. Возможность выпаривания термически нестойких растворов, т.к. в последнем корпусе наиболее упаренный раствор находится в зоне наименьших температур.

Недостаток прямоточной схемы заключается в более низком среднем коэффициенте теплопередачи, по сравнению с противоточными установками. Это объясняется тем, что от корпуса к корпусу увеличивается концентрация раствора и уменьшается его давление, что и снижает коэффициенты теплоотдачи.

В многокорпусную установку раствор может поступать **противотоком**. В этом случае схема движения пара осуществляется как при прямотоке, но исходный раствор поступает в последний корпус, а в концентрированном виде выходит из первого. Таким образом, выпариваемый раствор перемещается противотоком по отношению к вторичному пару. Его движение обеспечивается с помощью центробежных насосов, т.к. давление от

последнего корпуса к первому постепенно возрастает. При противоточной схеме самоиспарение отсутствует. Обычно ее используют для выпаривания растворов до высоких конечных концентраций, когда в I корпусе возможно выпадение твердого вещества или вязкость раствора резко возрастает с увеличением его концентрации. Достоинством противоточных установок является более высокий средний по установке коэффициент теплопередачи, а ее серьезным недостатком - необходимость перекачивания выпариваемого раствора, что связано со значительными эксплуатационными расходами. В заключение отметим, что если расход греющего насыщенного водяного пара для однокорпусной установки составляет более 1 кг на 1 кг выпаренной воды, то для двухкорпусных установок он меньше в два, а для трехкорпусных в три раза.

2.4. Основные величины, характеризующие работу выпарного аппарата

Интенсивность выпаривания в первую очередь зависит от температурного перепада (температурного напора), который представляет собой разность между температурами греющего (первичного) пара и кипящего раствора.

Введем понятия полная и полезная разности температур. **Полной разностью температур** $\Delta t_{полн}$ будем называть разность между температурами первичного t_n и вторичного $t'_{вт}$ пара в конце паропровода, отводящего его из сепаратора:

$$\Delta t_{полн} = t_n - t'_{вт}.$$

Процесс теплопередачи при выпаривании происходит за счет **полезной разности** температур, которая меньше полной на величину температурных потерь Δ :

$$\Delta t = \Delta t_{полн} - \Delta.$$

В свою очередь температурные потери складываются из трех составляющих:

$$\Delta = \Delta c + \Delta z + \Delta \phi,$$

где $\Delta c = t_{em} - t'_{em}$ - гидравлическая депрессия, вызываемая гидравлическими сопротивлениями, которые должен преодолеть вторичный пар при своем движении через сепаратор и паропровод. Вызванное этим уменьшение давления вторичного пара приводит к некоторому снижению его температуры. Обычно гидравлическая депрессия вызывает необходимость повышения температуры кипения раствора на 0,5 - 1,5 °С;

Δz - гидростатическая депрессия, представляет собой разность между температурами раствора посередине высоты греющих труб и на поверхности. Обычно она равна 1-3°С;

$\Delta \phi$ - физико-химическая депрессия, равная разности между температурами кипения раствора и чистого растворителя при одинаковом давлении.

Ввиду температурных потерь температура кипения раствора должна быть больше температуры вторичного пара, находящегося над ним:

$$t_p = t_{em} + (\Delta z + \Delta \phi).$$

Тогда полезную разность температур можно выразить следующим образом:

$$\Delta t = (t_{II} - t'_{BT}) - \Delta = t_{II} - t_p.$$

На рис.2.5 показана картина распределения полезной разности температур по мере того, как тепловой поток последовательно преодолевает термические сопротивления, встречающиеся на его пути,

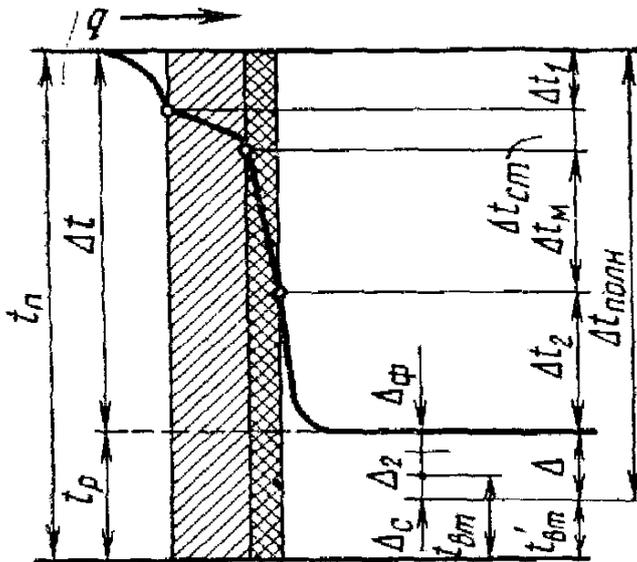


Рис.6.5. К определению полезной

$$\Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_{ct} + \Delta t_H + \Delta t_2$$

где Δt_1 - перепад температур на участке конденсации первичного пара на наружной поверхности кипятильных труб; Δt_{cm} - перепад температур при прохождении тепловым потоком толщи стенок кипятильных труб; Δt_H - перепад температур в слое накипи, расположенной на внутренней поверхности кипятильных труб; Δt_2 - перепад температур на участке теплоотдачи от слоя накипи к кипящему раствору.

Как следует из рис.2.5, возрастание значений температурных потерь неизбежно приводит к повышению температуры кипения раствора и, как следствие, к уменьшению полезной разности температур Δt , обеспечивающей процесс выпаривания.

2.5. Элементы расчета однокорпусной выпарной установки

Материальный баланс. На выпаривание поступает G_H кг/сек исходного раствора концентрацией x_H и отводится G_K кг/сек упаренного раствора концентрацией x_K . Если в аппарате выпаривается W кг/сек воды, то материальный баланс можно записать в виде двух уравнений:

по всему веществу:

$$G_H = G_K + W, \quad (2-1)$$

1)

по растворенному сухому веществу:

$$G_H \cdot x_H = G_K \cdot x_K. \quad (2-2)$$

2)

Из пяти переменных, входящих в эти уравнения, три должны быть заданы. Обычно известны: расход исходного раствора G_H , его концентрация x_H и требуемая концентрация упаренного раствора x_K :

Тогда с помощью выражений (2-1) и (2-2) определим производительность аппарата:

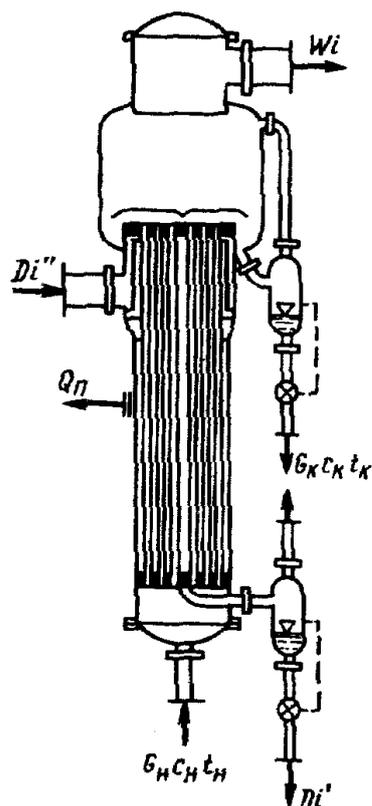


Рис.2.6. К составлению
материального и

по упаренному раствору - $G_K = \frac{G_H \cdot x_H}{x_K}$,

по выпариваемой воде -

$$W = G_H - G_K = G_H \left(1 - \frac{x_H}{x_K}\right)$$

Тепловой баланс. Введем следующие

обозначения: D - расход греющего пара; $I, I_{вт}$ - энтальпии греющего и вторичного пара; i_H, i_K - энтальпии исходного и упаренного раствора; $I_{п.к.} = c' \cdot \Theta$ - энтальпия парового конденсата, где c' - удельная теплоемкость, а Θ - температура конденсата, °С.

Определим приход и расход тепла (рис.2.6).

Приход тепла:

1. С исходным раствором -

$$G_H \cdot i_H = G_H \cdot c_H \cdot t_H;$$

2. С греющим паром - $D \cdot I$

Расход тепла:

С упаренным раствором -

$$G_K \cdot i_K = G_K \cdot c_K \cdot t_K;$$

С вторичным паром - $W \cdot I_{вт}$;

С паровым конденсатом - $D \cdot c' \cdot \Theta$;

Потери тепла в окружающую среду - Q_n .

Тогда **тепловой баланс** однокорпусной выпарной установки выразится следующим уравнением

$$G_H \cdot i_H + D \cdot I = G_K \cdot i_K + W \cdot I_{вт} + D \cdot c' \cdot \Theta + Q_{п.}$$

Здесь энтальпия исходного раствора $i_H = c_H \cdot t_H$ (c_H - удельная теплоемкость, а t_H - температура), а упаренного $i_K = c_K \cdot t_K$, (t_K - температура кипения раствора).

Заменяя в последнем выражении G_H на сумму $G_K + W$, получим:

$$G_K \cdot c_H \cdot t_H + W \cdot c_H \cdot t_H + D \cdot I = G_K \cdot c_K \cdot t_K + W \cdot I_{вт} + D \cdot c' \cdot \Theta + Q_{п.} \quad (2-$$

3)

Из уравнения (2-28) находим расход греющего пара:

$$D = G_K \frac{c_K t_K - c_H t_H}{I - c' \Theta} + W \frac{I_{вт} - c_H t_H}{I - c' \Theta} + \frac{Q_{п.}}{I - c' \Theta}.$$

Отсюда можно сделать вывод, что расход пара зависит от величины трех слагаемых правой части:

1. Расхода пара на изменение энтальпии выпариваемого раствора;
2. Расхода пара на непосредственное выпаривание растворителя (например, воды);
3. Расход пара на компенсацию потерь тепла в окружающую среду.

Если принять, что исходный раствор поступает в аппарат предварительно нагретым до температуры кипения, т.е. $t_H = t_K$, а потери тепла в окружающую среду составляют как обычно 2-5%, то значениями первого и третьего слагаемых в первом приближении можно пренебречь.

Тогда:

$$D \cong W \frac{I_{em} - c_H t_H}{I - c' \Theta} \quad (2-$$

4)

Поверхность нагрева непрерывно действующего выпарного аппарата определяется из основного уравнения теплопередачи:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t},$$

где $Q = D(I - c' \Theta)$ - тепловая нагрузка аппарата;

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \text{- коэффициент теплопередачи;}$$

Δt - полезная разность температур;

α_1 - коэффициент теплоотдачи от конденсирующего пара к стенке;

α_2 - коэффициент теплоотдачи от стенки к кипящему раствору.

Следует помнить, что значение коэффициента теплопередачи снижается по мере повышения концентрации и вязкости раствора, а также с понижением температуры его кипения.

2.6. Конструкции выпарных аппаратов

В пищевой промышленности широко применяют трубчатые выпарные аппараты с естественной и принудительной циркуляцией с площадью поверхности нагрева от 10 до 1800 м² и различным расположением греющей камеры. В ряде случаев для интенсификации процесса выпаривания используют различные конструкции пленочных выпарных аппаратов.

При выборе конструкции выпарного аппарата учитываются теплофизические свойства раствора, склонность к кристаллизации, чувствительность к высоким температурам, полезная разность температур в каждом корпусе, площадь поверхности теплообменного аппарата, технологические особенности.

Выпарные аппараты изготавливаются из углеродистой, коррозионностойкой и двухслойной стали.

Выпарные аппараты с естественной циркуляцией просты по конструкции и применяются для выпаривания растворов с невысокой вязкостью, не склонных к кристаллизации. Эти аппараты бывают с соосной и вынесенной греющей камерой (рис.2.7, а, б).

Выпарной аппарат состоит из сепаратора, греющей камеры и циркуляционной трубы. Сепаратор представляет собой цилиндрическую емкость с эллиптической крышкой, присоединенную с помощью болтов к греющей камере. В сепараторе для отделения капелек жидкости от вторичного пара устанавливают различной конструкции отбойники. Греющая камера выполнена в виде вертикального кожухотрубчатого теплообменника, в межтрубчатое пространство которого поступает греющий пар, а в греющих трубках кипит раствор. Нижние части сепаратора и греющей камеры соединены циркуляционной трубой.

Естественная циркуляция возникает в замкнутой системе, состоящей из необогреваемой циркуляционной трубы и кипятильных труб. Если жидкость в трубах нагрета до кипения, то в результате выпаривания части жидкости в этих трубах образуется парожидкостная смесь, плотность которой меньше плотности самой жидкости. Таким образом, вес столба жидкости в циркуляционной трубе больше, чем в кипятильных трубах, вследствие чего происходит циркуляция кипящей жидкости по пути кипятильные трубы — паровое пространство — циркуляционная труба — трубы и т. д. При циркуляции повышается коэффициент теплоотдачи со стороны кипящей жидкости и снижается образование накипи на поверхности труб.

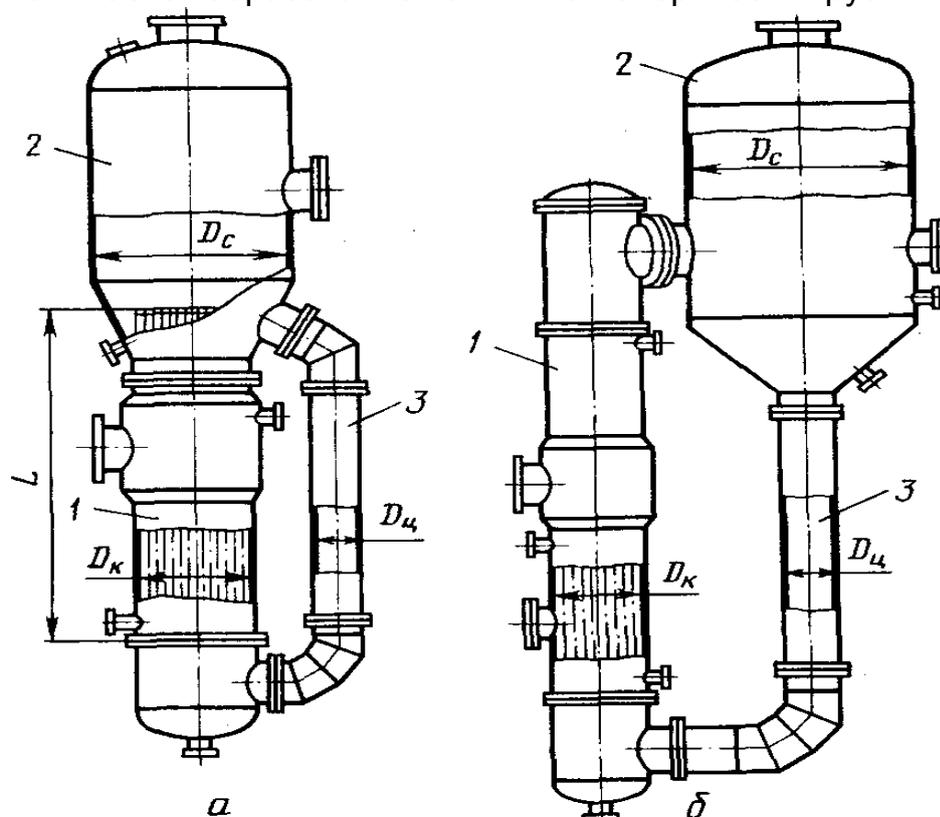


Рис.2.7. Выпарные аппараты с естественной циркуляцией раствора: а—с соосной греющей камерой; б—с вынесенной греющей камерой; 1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба

Для естественной циркуляции требуются два условия: 1 — достаточная высота уровня жидкости в циркуляционной трубе, чтобы уравновесить столб парожидкостной смеси и создать необходимую скорость; 2 — достаточная интенсивность парообразования в кипяtilьных трубах, чтобы парожидкостная смесь имела возможно малую плотность.

Представленные на рис.2.7 аппараты выгодно отличаются от устаревших конструкций аппаратов с центральной циркуляционной трубой. Наличие обогреваемой центральной циркуляционной трубы приводило к снижению интенсивности циркуляции.

Выпарные аппараты, показанные на рис.2.7., имеют площадь поверхности теплопередачи от 10 до 1200 м², длину кипяtilьных труб от 3 до 9 м в зависимости от их диаметра. Диаметр кипяtilьных труб составляет 25, 38 и 57 мм. Избыточное давление в греющей камере 0,3— 1,6МПа, а в сепараторе вакуум примерно 93,0 кПа. Соотношение площадей сечения циркуляционной трубы и греющей камеры составляет не менее 0,3.

Парообразование в кипяtilьных трубах определяется физическими свойствами раствора (главным образом вязкостью) и разностью температур между стенкой трубы и жидкостью. Чем ниже вязкость раствора и чем больше разность температур, тем интенсивнее парообразование и больше скорость циркуляции. Для создания интенсивной циркуляции разность температур между греющим паром и раствором должна быть не ниже 10 °С.

Выпарные аппараты с естественной циркуляцией отличаются простотой конструкции и легкодоступны для ремонта и очистки.

Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией раствора позволяют повысить интенсивность циркуляции раствора и коэффициент теплопередачи.

На рис.2.8. показаны такие аппараты с соосной и вынесенной греющей камерой.

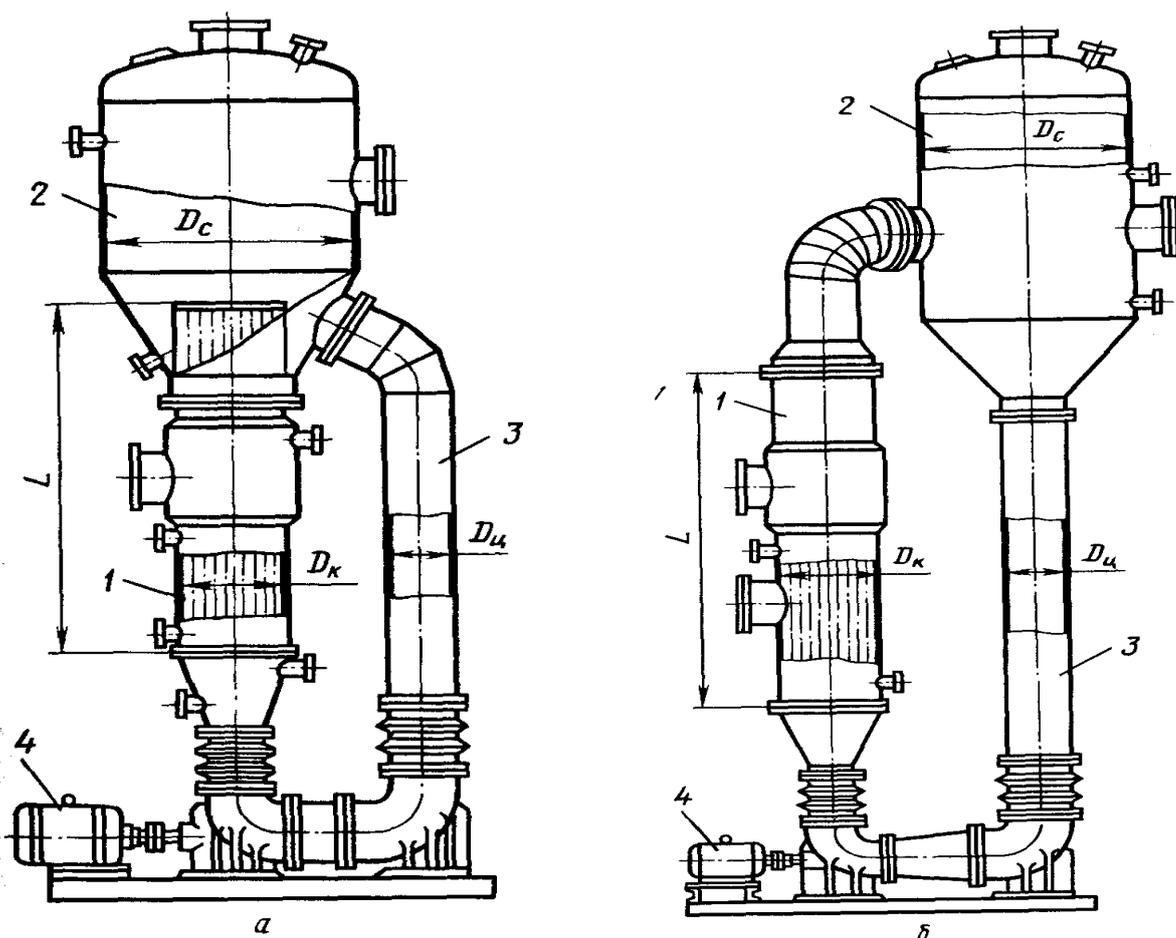


Рис.2.8. Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией раствора:
 а—с соосной греющей камерой; б—с вынесенной греющей камерой;
 1—греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба; 4 — насос

Циркуляция жидкости производится пропеллерным или центробежным насосом. Свежий раствор подается в нижнюю часть кипятыльника, а упаренный раствор отводится из нижней части сепаратора. Уровень жидкости поддерживается несколько ниже верхнего обреза кипятыльных труб. Поскольку вся циркуляционная система почти полностью заполнена жидкостью, работа насоса затрачивается лишь на преодоление гидравлических сопротивлений.

Давление внизу кипятыльных труб больше, чем вверху, на величину давления столба жидкости в трубах плюс их гидравлическое сопротивление. Ввиду этого на большей части высоты кипятыльных труб жидкость не кипит, а подогревается. Закипание происходит только на небольшом участке верхней части трубы. Количество перекачиваемой насосом жидкости во много раз превышает количество испаряемой воды, поэтому отношение массы жидкости к массе пара в парожидкостной смеси, выходящей из кипятыльных труб, очень велико.

Скорость циркуляции жидкости в кипятыльных трубах принимают равной 1,5—3,5 м/с. Скорость циркуляции жидкости определяется производительностью циркуляционного насоса, поэтому аппараты с принудительной циркуляцией пригодны при работе с малыми разностями температур между греющим паром и раствором (3—5°С) и при выпаривании растворов с большой вязкостью.

Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией имеют площадь поверхности теплопередачи от 25 до 1200 м², длину кипяtilьных труб от 4 до 9 м в зависимости от их диаметров, которые составляют 25, 38, 57 мм. Избыточное давление в греющей камере от 0,3 до 1,0 МПа, а в сепараторе вакуум 93 кПа. Соотношение площадей сечения циркуляционной трубы и греющей камеры не менее 0,9.

Достоинствами аппаратов с принудительной циркуляцией являются высокие коэффициенты теплопередачи (в 3—4 раза больше, чем при естественной циркуляции), а следовательно, и значительно меньше площади поверхности теплопередачи, а также отсутствие загрязнений поверхности теплопередачи при выпаривании кристаллизующихся растворов и возможность работы при небольших разностях температур.

Недостаток этих аппаратов — затраты энергии на работу насоса.

Применение принудительной циркуляции целесообразно при изготовлении аппарата из дорогого металла для выпаривания кристаллизующихся и вязких растворов.

Пленочные выпарные аппараты применяются для концентрирования растворов, чувствительных к высоким температурам. При необходимом времени пребывания в зоне высоких температур раствор не успевает перегреться и его качество не снижается. Выпаривание в пленочных аппаратах происходит за один приход раствора через трубы.

Пленочные аппараты бывают с восходящей пленкой и соосной или вынесенной греющей камерой и падающей пленкой и соосной или вынесенной греющей камерой.

Пленочные аппараты, как и описанные выше, состоят (рис.2.9.) из греющей камеры и сепаратора. В греющей камере расположены трубы длиной от 5 до 9 м, которые обогреваются греющим паром.

На рис.2.9,а показан пленочный выпарной аппарат с восходящей пленкой и соосной греющей камерой. Исходный раствор подается в трубы снизу, причем уровень жидкости в трубах поддерживается на уровне 20—25 % высоты труб. В остальной части труб находится парожидкостная смесь. Раствор в виде пленки находится на поверхности труб, а пар движется по оси трубы с большой скоростью, увлекая за собой пленку жидкости. При движении пара и пленки жидкости за счет трения происходят турбулизация пленки и интенсивное обновление поверхности. За счет этих факторов достигаются высокие коэффициенты теплопередачи и большая поверхность испарения.

На рис.2.9,б показан аппарат с падающей пленкой и вынесенной греющей камерой. В таких аппаратах исходный раствор поступает сверху в греющую камеру, а концентрированный раствор выводится из нижней части сепаратора.

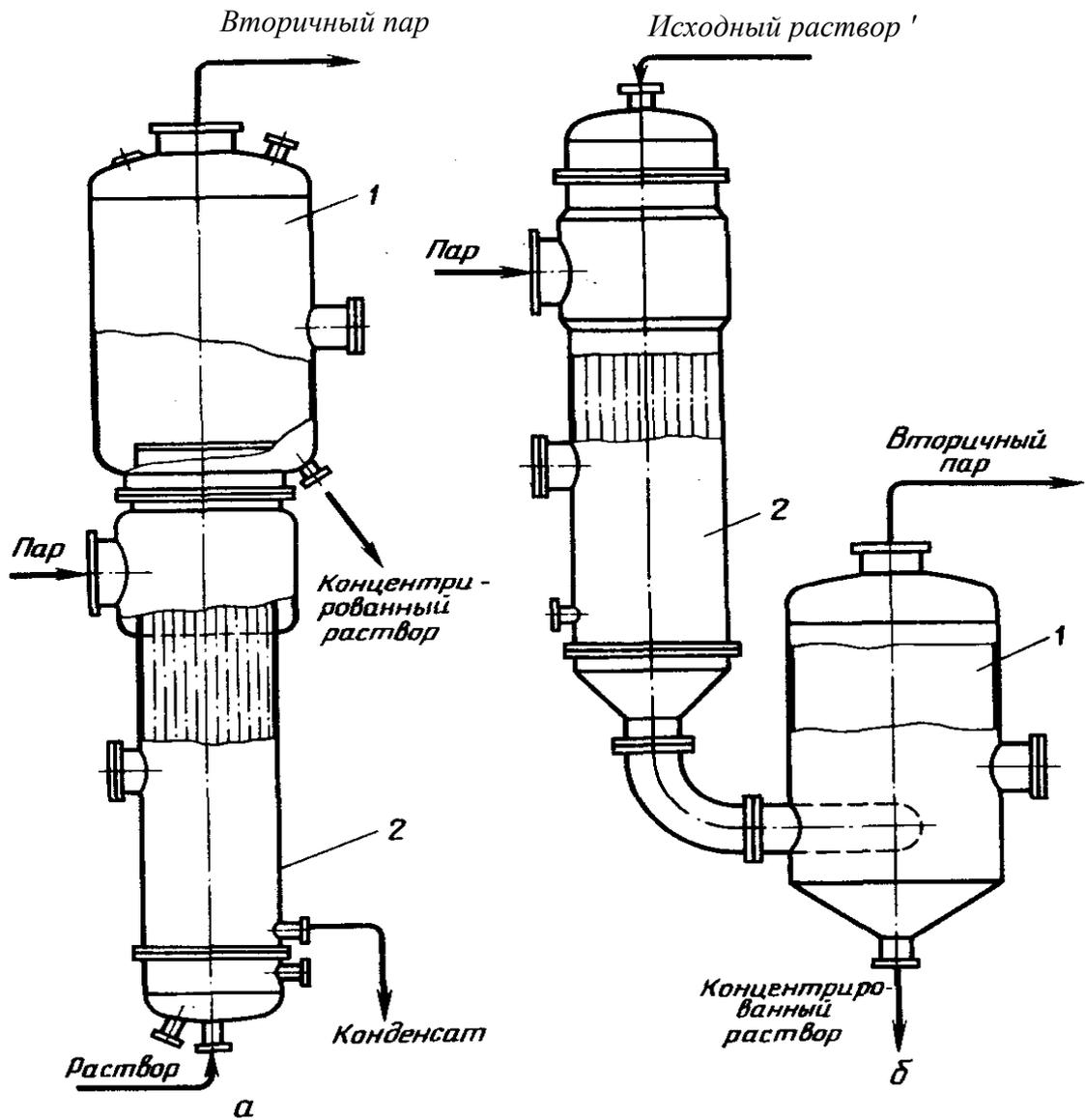


Рис.2.9. Пленочные выпарные аппараты:
 а—с восходящей пленкой и соосной греющей камерой;
 б—с падающей пленкой и вынесенной греющей камерой;
 1 — сепаратор; 2 — греющая камера

Пленочные выпарные аппараты изготавливаются с площадью поверхности теплопередачи от 63 до 2500 м² с диаметром труб 36 или 57 мм. Избыточное давление в греющей камере от 0,3 до 1,0 МПа, а в сепараторе вакуум 93 кПа.

Недостатком пленочных аппаратов является неустойчивость работы при колебаниях давления греющего пара. При нарушении режима работы аппарат можно перевести на работу с циркуляцией раствора, как в аппаратах с принудительной циркуляцией. Роторно-пленочные выпарные аппараты применяют для концентрирования пищевых растворов, а также суспензий. Роторно-пленочный аппарат представляет собой цилиндрический или конический корпус с обогреваемой рубашкой (рис.2.10.).

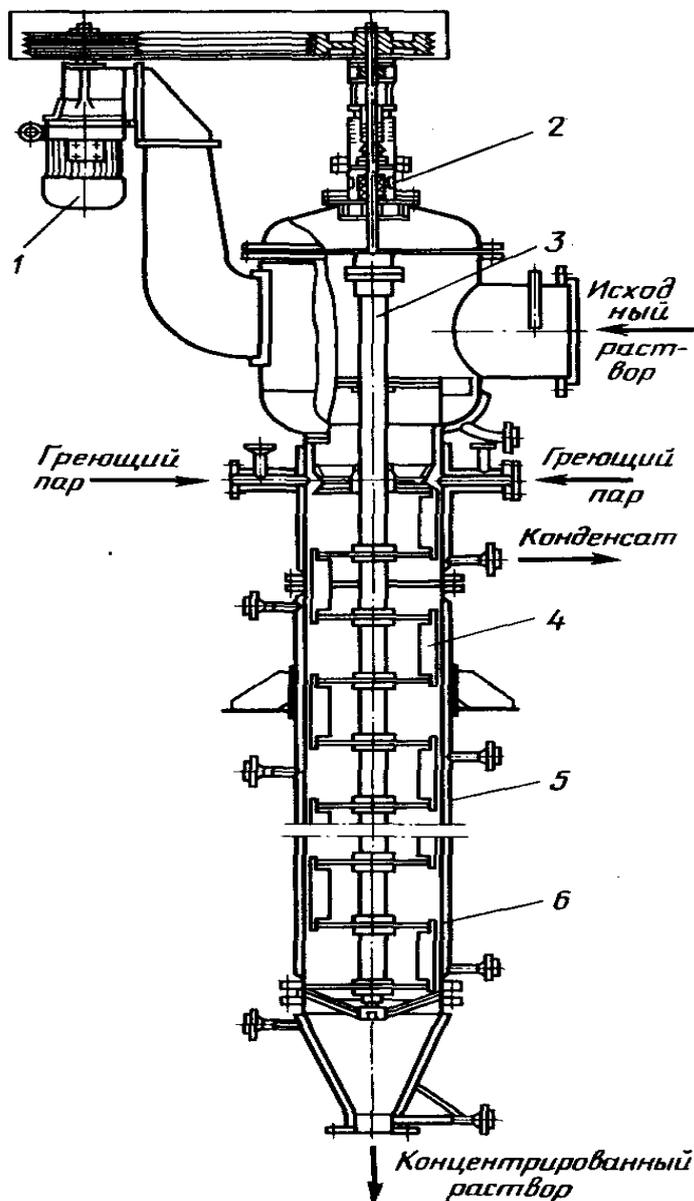


Рис.2.10. Роторно-пленочный выпарной аппарат:

- 1 — привод; 2 — уплотнение;
- 3 — ротор; 4 — флажок;
- 5 — корпус; 6 — рубашка

внутри корпуса вращается ротор, распределяющий раствор по цилиндрической поверхности корпуса в виде пленки, а в некоторых случаях — в виде струй и капель. Роторно-пленочные аппараты выполнены, как правило, из нержавеющей углеродистой стали X18H10T. Высота аппаратов достигает 12,5 м при диаметре 10 м, площадь поверхности теплообмена от 0,8 до 16 м².

Роторно-пленочные аппараты бывают с жестким или размазывающим ротором. Жесткий ротор изготавливается пустотелым с лопастями. Зазор между лопастью и стенкой аппарата составляет от 0,4 до 1,5 мм. Исходный продукт подается в верхнюю часть аппарата и лопастями распределяется по цилиндрической стенке в виде пленки. Окружная скорость лопастей достигает 12 м/с. При работе под вакуумом (при давлении до 100 Па) вал ротора уплотняется специальным торцевым уплотнением. Нижний подшипник смазывается перерабатываемым материалом. Принципиальное отличие испарителя с размазывающим ротором заключается в применении ротора с шарнирно закрепленными на валу флажками. При вращении ротора флажки прижимаются

центробежной силой к внутренней поверхности корпуса и размазывают по ней продукт в виде пленки. Такие аппараты применяются также для проведения совмещенного процесса концентрирования и сушки. Диаметр аппаратов

достигает 1 м, площадь от 0,8 до 12 м², окружная скорость вращения ротора с флажками 5 м/с.

Конструкция аппаратов позволяет благодаря осевому перемещению ротора регулировать толщину пленки и тем самым скорость процесса.

Роторно-пленочные аппараты имеют более высокие коэффициенты теплопередачи, чем аппараты с падающей пленкой, они достигают значений, равных 2300—2700 Вт/(м²-град), в то время как в аппаратах с падающей пленкой — 1500—1600 Вт/(м²-град).

3. МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Общие сведения

Массообменными называются процессы, характеризующиеся переходом одного или нескольких веществ из одной фазы в другую. Этот переход осуществляется конвективной и молекулярной диффузией, поэтому массообменные процессы называют также **диффузионными**. Массообменные процессы классифицируют по агрегатному состоянию и характеру взаимодействия фаз.

При **абсорбции** происходит селективное поглощение газов или паров жидкими поглотителями - абсорбентами, т. е. имеет место переход вещества из газовой или паровой фазы в жидкую.

При **перегонке и ректификации** жидкая смесь разделяется на составляющие компоненты. Происходит переход веществ из жидкой фазы в паровую и из паровой в жидкую.

При **экстракции** происходит извлечение одного или нескольких веществ из растворов или твердых веществ с помощью растворителей. При экстракции в системе жидкость - жидкость имеет место переход вещества из одной жидкой фазы в другую жидкую фазу.

При **адсорбции** происходит избирательное поглощение газов, паров или растворенных в жидкостях веществ твердым поглотителем - адсорбентом, способным поглощать один или несколько компонентов из их смеси. Процесс используется во многих производствах, где из смеси газов, паров или растворенных веществ необходимо извлечь тот или иной компонент. При адсорбции вещества переходят из газовой или жидкой фазы в твердую.

Сушка - это удаление влаги из твердых или жидких влажных материалов путем ее испарения. В этом процессе имеет место переход влаги из твердого влажного материала в паровую или газовую фазу.

При **кристаллизации** из жидкой фазы выделяется вещество в виде кристаллов. При этом происходит переход вещества из жидкой фазы в твердую, в результате возникновения и роста кристаллов в растворе.

Массообменные процессы **обратимы**, т.е. распределяемое между фазами вещество может переходить из одной фазы в другую в зависимости от условий равновесия фаз. Это равновесие, например концентрация растворенного вещества в двух взаимодействующих фазах, зависит от температуры и давления. Связь между параметрами в условиях равновесия может быть представлена уравнениями, таблицами или графиками.

Механизм массопередачи

Массопередача - процесс перехода вещества (или нескольких веществ) из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия. Перенос в пределах одной фазы называют **массоотдачей**. В массообмене участвуют, как минимум, три вещества: распределяющее вещество (или вещества), составляющее первую фазу G ; распределяющее вещество (или вещества), составляющее вторую фазу L ; распределяемое вещество (или вещества), которое переходит из одной фазы в другую M (рис. 3.1).

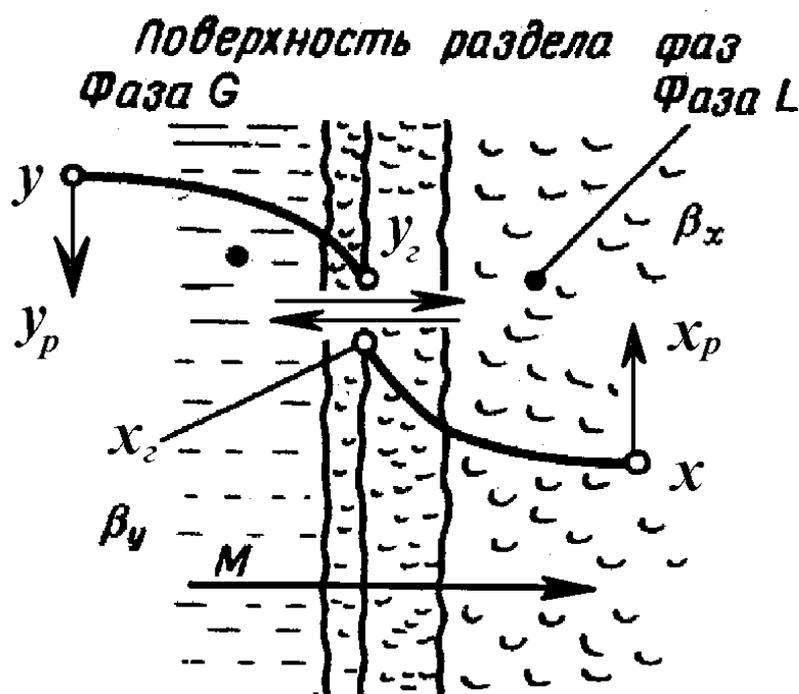


Рис. 3.1. Схема массообмена между фазами

Пусть распределяемое вещество находится первоначально только в фазе G и имеет концентрацию y . В фазе L в начальный момент распределяемое вещество отсутствует, т.е. концентрация его в этой фазе $x = 0$. Если фазы G и L привести в

соприкосновение друг с другом, начинается переход распределяемого вещества из фазы G в фазу L , и с появлением вещества M в фазе L начинается обратный переход его из фазы L в фазу G .

Со временем скорости перехода вещества станут одинаковыми, и наступит **состояние равновесия**. При этом устанавливается определенная зависимость между концентрациями распределяемого вещества в обеих фазах: любой концентрации x этого вещества в фазе L соответствует равновесная концентрация его y_p в фазе G , т.е. $y_p = f(x)$.

Разность между фактической и равновесной концентрациями, характеризующая степень не достижения равновесия, является **движущей силой массообменных процессов**:

а) движущая сила массообмена через концентрации распределяемого компонента в фазе G : $\Delta y = y - y_p$;

б) движущая сила массообмена через концентрации распределяемого компонента в фазе L : $\Delta x = x_p - x$.

В массообменных процессах (массопередаче) движущая сила может быть рассчитана по одному из двух вариантов - а) или б).

Материальный баланс при массопередаче

Рассмотрим прямоточный массообменный аппарат, в котором осуществляется взаимодействие потоков фазы G (кг/с), с изменяющимися в ней концентрациями распределяемого вещества от y_H до y_K (в масс. долях), и фазы L (в кг/с), с изменяющимися в ней концентрациями распределяемого вещества от x_H до x_K (в масс. долях) (рис. 3.2). для непрерывного установившегося процесса материальный баланс запишется:

а) по всему веществу

$$G_H + L_H = G_K + L_K; \quad (3-1)$$

б) по распределяемому компоненту

$$G_H y_H + L_H x_H = G_K y_K + L_K x_K. \quad (3-2)$$

Для нижней части аппарата и для некоторого произвольного сечения, для которого расходы фаз составляют G и L (кг/с), а текущие концентрации равны y и x соответственно, материальный баланс по всему веществу и по распределяемому компоненту:

$$G_H + L_H = G + L_K \quad (3-$$

3)

$$G_H y_H + Lx = Gy + L_K x_K \quad (3-$$

4)

Решая это уравнение относительно y , получим:

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{G_H y_H - L_K x_K}{G} \quad (3-$$

5)

Уравнение прямой (3-5), выражающей связь между рабочими (текущими) концентрациями называется **рабочей линией процесса**.

При совместном построении линии равновесия y_p и рабочей линии массообменного процесса в координатах $y - x$ (рис.3.3) можно установить направление массопередачи.

Если рабочая линия расположена выше линии равновесия, например,

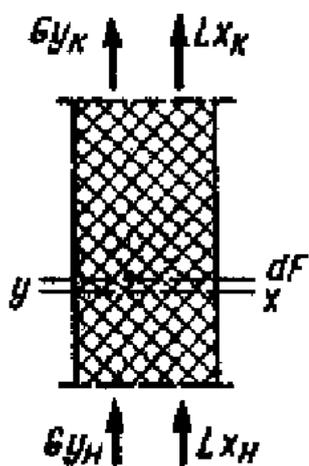


Рис.3.2. Схема непрерывного прямоточного

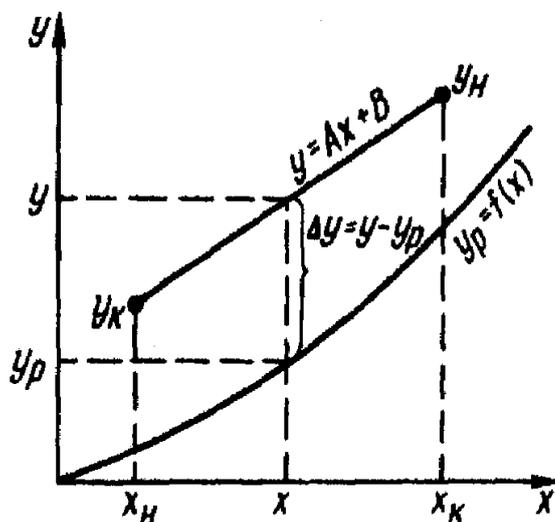


Рис 3.3. Изображение рабочей и равновесной линий на $y - x$ диаграмме.

при абсорбции (рис. 3.3), то для произвольно выбранной точки на рабочей линии концентрации $y > y_p$ и $x < x_p$. При этом, стремясь к равновесным концентрациям, y снижается, а x повышается в процессе переноса вещества, т.е. распределяемый компонент переходит из фазы G в фазу L .

Если рабочая линия расположена ниже линии равновесия, например, при ректификации, то для любой точки рабочей линии $y < y_p$ и $x > x_p$. При этом распределяемый компонент будет переходить из фазы L в фазу G , стремясь к равновесным y_p и x_p .

Основные законы массопередачи

Скорость массопередачи связана с механизмом переноса распределяемого вещества в фазах, между которыми происходит массообмен. Перенос вещества внутри фазы может происходить только путем **молекулярной диффузии**, либо путем **конвекции** и **молекулярной диффузии** одновременно.

Закон молекулярной диффузии (первый **закон Фика**), основанный на том, что диффузия в газах и растворах жидкостей происходит в результате беспорядочного теплового движения молекул, атомов, ионов, коллоидных частиц, приводящего к переносу вещества из зоны высоких концентраций в зону низких концентраций, гласит: “Масса вещества dM , продиффундировавшего за время $d\tau$ через элементарную поверхность dS (нормальную к направлению диффузии), пропорциональна градиенту концентрации dc/dn этого вещества “:

$$\frac{dM}{dS d\tau} = -D \frac{dc}{dn}, \quad (3-6)$$

или в проинтегрированном виде:

$$\frac{M}{S\tau} = -D \frac{\Delta c}{\Delta n} \quad \text{или} \quad q_m = -D \frac{\Delta c}{\Delta n}, \quad (3-7)$$

где $q_m = \frac{M}{S\tau}$ - удельный поток вещества.

Коэффициент пропорциональности D в выражении **закона Фика** называется **коэффициентом молекулярной диффузии**.

Коэффициент диффузии D показывает, какая масса вещества диффундирует в единицу времени через единицу площади поверхности при градиенте концентрации, равном единице.

Значение коэффициента диффузии обычно берут из справочников или рассчитывают по формулам. Коэффициент диффузии газа в среду другого газа имеют значения $(0,1 - 1,0)10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$, а при диффузии газа в жидкости они в $10^4 - 10^5$ раз меньше. Таким образом, молекулярная диффузия является весьма продолжительным процессом, особенно в жидкостях и твердых телах.

Собственно молекулярная диффузия наблюдается редко. Она обычно сопровождается конвективным переносом вещества в движущейся среде в направлении, совпадающем с направлением общего потока. Суммарный перенос вещества вследствие конвективного переноса и молекулярной диффузии, по аналогии с теплообменом, называют конвективным массообменом или **конвективной диффузией**. При конвективной диффузии перенос вещества осуществляется со скоростью во много раз превышающей скорость молекулярной диффузии.

Закон конвективной диффузии (закон Щукарёва А.Н.) позволяет определить количество вещества, переносимого в одной фазе к границе или от границы (при массоотдаче) раздела фаз. Скорость массоотдачи определяется:

для фазы G :

$$M = \beta_y (y - y_{2p}) S, \quad (3-8)$$

для фазы L :

$$M = \beta_x (x_{2p} - x) S \quad (3-9)$$

Входящие в эти уравнения разности концентраций $y - y_{2p}$ и $x_{2p} - x$ (см. рис. 3.1) представляют собой **движущую силу** процесса **массоотдачи** соответственно в фазах G и L , причем y и x - средние концентрации в основной массе (ядре потока) каждой из фаз; y_{2p} и x_{2p} - концентрации у границы соответствующей фазы.

Коэффициенты пропорциональности в уравнениях (3-8) и (3-9) называются **коэффициентами массоотдачи**.

Коэффициенты массоотдачи β_x (в фазе L) и β_y (в фазе G) показывают какая масса вещества переходит от поверхности раздела фаз в ядро фазы (или в обратном направлении) через единицу площади поверхности в единицу времени при движущей силе массоотдачи, равной единице.

Термодиффузия. Во многих процессах массообмена (сушка, варка, жарка и т.д.) возникает различие в направлении распространения температуры и концентрации диффундируемого вещества. Температурный градиент направлен от периферии продукта к его центру, а градиент концентрации - от центра к периферии. В этом случае диффундируемое тяжелое вещество перемещается в направлении градиента температур, а легкое диффундируемое вещество - в направлении градиента концентрации. Подобное явление получило название **термодиффузии**. При термодиффузии процесс массообмена может быть несколько затруднен, что объясняется противоположным направлением движения, например, влаги и паров при варке, жарке, сушке.

Движение влаги в направлении градиента температур называется **термовлагопроводностью**. Перемещение влаги в направлении градиента концентрации является **влагопроводностью**, что по своему физическому смыслу равнозначно диффузии вещества.

Критериальные уравнения конвективной диффузии

При анализе процессов диффузии и массопередачи широко используются различные критерии и критериальные уравнения. Эти критерии носят в основном те же наименования, что и критерии теплопередачи, но к ним добавляется слово "диффузионный".

Диффузионный критерий Нуссельта, характеризующий соотношение интенсивности переноса вещества конвекцией и молекулярной диффузией у границы фазы:

$$Nu_D = \frac{\beta l}{D} .$$

Критерий Био является мерой сравнения скорости переноса вещества в пограничном слое у поверхности раздела фаз и скорости переноса внутри фазы. В процессах, где перенос вещества осуществляется из твердой фазы, вместо критерия Нуссельта используется диффузионный критерий Био:

$$Bi_D = \frac{\beta l}{k_D}$$

где k_D - коэффициент массопроводности или коэффициент внутренней диффузии. Таким образом, критерий Био является мерой сравнения скорости внешней и внутренней диффузии извлекаемого из твердой фазы вещества.

Диффузионный **критерий Фурье** Fo_D характеризует изменение скорости потока диффундирующей массы во времени и используется для характеристики **нестационарных** процессов:

$$Fo_D = D\tau/l^2 .$$

Диффузионный **критерий Пекле**:

$$Pe_D = vl/D$$

Преобразуем критерий Pe_D и представим его в виде произведения:

$$Pe_D = vl/D = (vl/\nu)(\nu/D) = Re Pr_D$$

Диффузионный критерий Прандтля $Pr_D = \nu/D$ характеризует подобие полей физических величин и определяется только физическими свойствами вещества.

В общем виде критериальное уравнение конвективной диффузии записывается:

$$Nu_D = f(Re, Gr, Pr_D, Fo_D) \quad (3-10)$$

Критерий Нуссельта, содержащий искомую величину - коэффициент массоотдачи β , необходимый для расчета коэффициента массопередачи K , в этом уравнении является **определяемым** в отличие от других критериев, которые являются **определяющими**, т.е. составленными целиком из параметров, входящих в условие однозначности.

Конкретные критериальные уравнения в явном виде (в виде степенной функции) приводятся при описании соответствующих массообменных процессов. По значениям критерия Нуссельта, найденных по критериальным уравнениям, определяют коэффициенты массоотдачи для каждой фазы:

$$\beta = Nu_D D/l, \text{ а затем - коэффициент массопередачи } K.$$

Основное уравнение массопередачи

Массопередача, так же как и теплопередача, представляет собой сложный процесс, включающий в себя перенос массы (вещества) в пределах одной фазы, перенос через поверхность раздела и перенос в пределах другой фазы.

Массопередача по аналогии с теплопередачей характеризуется основным уравнением:

$$dM_{Л} / dS d\tau = k \Delta C_{Л} \quad (\text{или } dM_{Л} = k \Delta C_{Л} dS d\tau) \quad (3-11)$$

где $dM_{Л}$ - локальное количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую; dS - площадь локальной поверхности массопередачи, $d\tau$ - продолжительность процесса; k - локальный коэффициент скорости

(проводимость) процесса, называемый **коэффициентом массопередачи**; $\Delta C_{\mathcal{L}}$ - общее выражение локальной разности концентраций (движущей силы на данном участке массопередачи). Для непрерывных процессов уравнение (3-11) может быть записано :

$$dM_{\mathcal{L}} = k\Delta C_{\mathcal{L}}dS \quad (3-12)$$

где $dM_{\mathcal{L}}$ - количество вещества, переносимое на данном участке массопередачи за единицу времени. Если принять проводимость процесса - коэффициент массопередачи k - постоянным для всей поверхности массообмена S ; получим интегральный вид уравнения (3-12):

$$M = K\Delta CS \quad (3-13)$$

где M - общее количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую за единицу времени; K - коэффициент массопередачи для всей поверхности (S) контакта фаз. Уравнение (3-13) называется основным уравнением массопередачи. Согласно этому уравнению количество вещества, перенесенное из одной фазы в другую за единицу времени (M) пропорционально разности его текущей и равновесной концентрации (ΔC) и площади фазового контакта (S).

Коэффициент массопередачи K показывает, какое количество вещества переходит из одной фазы в другую за единицу времени через единицу площади поверхности фазового контакта при движущей силе, равной единице.

Сложность расчета процесса массопередачи связана с тем, что практически невозможно измерить концентрации фаз непосредственно у границы их раздела. Учитывая это, основное уравнение массопередачи, выражают в виде двух равноценных уравнений:

$$\begin{cases} M = K_y S(y - y_p) \\ M = K_x S(x_p - x) \end{cases} \quad (3-14)$$

где K_y, K_x - коэффициенты массопередачи, выраженные через концентрации фаз G и L .

Поскольку концентрации фаз изменяются при их движении вдоль поверхности раздела, то изменяется и движущая сила массопередачи. Поэтому в уравнении массопередачи вводят величину **средней движущей силы** (Δy_{cp} и Δx_{cp}):

$$\begin{cases} M = K_y S \Delta y_{cp} \\ M = K_x S \Delta x_{cp} \end{cases} \quad (3-15)$$

С помощью этих уравнений обычно находят поверхность контакта фаз (S) и по ней рассчитывают основные размеры аппарата. При этом величина M либо задается в исходных данных, либо определяется по материальному балансу, а коэффициенты массопередачи K_y и K_x и средняя движущая сила (Δy_{cp} и Δx_{cp}) рассчитываются по специальным методикам.

Зависимость между коэффициентами массопередачи и массоотдачи

Допустим, что распределяемое вещество, как показано на рис. 3.1, переходит из фазы G в фазу L и движущая сила массопередачи выражается в концентрациях фазы G ($\Delta y = y - y_p$). При установившемся процессе массопередачи количество вещества, переходящее из фазы в фазу определяется по уравнению: $M = K_y S (y - y_p)$.

Для случая, когда равновесная зависимость между концентрациями в фазах линейна, т.е. линия равновесия описывается уравнением:

$$y_p = mx, \quad (3-16)$$

где m - коэффициент распределения, (тангенс угла наклона линии равновесия). Принимая, что концентрация распределяемого вещества в

фазах непосредственно у границы (x_{2p}, y_{2p}) равновесны друг другу

($y_{2p} = mx_{2p}$) выразим:

$$x_{2p} = y_{2p}/m, \quad x = y_p/m,$$

где y_p - концентрация фазы G , равновесная с концентрацией фазы L .

Подставляя эти значения в уравнения массоотдачи получим:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_y} \quad (3-17)$$

При выражении коэффициента массопередачи в концентрациях фазы L :

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{(\beta_y m)} \quad (3-18)$$

Левые части уравнений (3-17) и (3-18) представляют собой общее сопротивление массопередачи, а их правые части - сумму сопротивлений массоотдачи в фазах.

При кривой линии равновесия ($m \neq \text{const}$) величины m и, следовательно, коэффициенты массопередачи K изменяются по высоте (длине) аппарата. В этом случае при расчете его обычно разбивают по высоте на участки, в пределах каждого из них принимают m величиной постоянной и используют среднее для всего аппарата значение K .

3.1. Сорбционные процессы

Поглощение каким-либо телом газов, паров или растворенных веществ из окружающей среды называется сорбционным процессом.

3.1.1. Абсорбция

Сущность процесса и область применения

Абсорбцией называется процесс поглощения газов или паров из газовых или парогазовых смесей жидкими поглотителями (**абсорбентами**). При физической абсорбции поглощаемый газ (**абсорбтив**) не

взаимодействует химически с абсорбентом. Если же абсорбтив образует с абсорбентом химическое соединение, то процесс называется **хемосорбцией**.

Физическая абсорбция в большинстве случаев обратима. На этом свойстве абсорбционных процессов основано выделение поглощенного газа из раствора - **десорбция**. Сочетание абсорбции с десорбцией позволяет многократно использовать поглотитель и выделять поглощенный компонент в чистом виде.

В промышленности процессы абсорбции применяются главным образом для извлечения ценных компонентов из газовых смесей или для очистки этих смесей от вредных примесей. Для проведения процессов абсорбции применяют абсорбенты, обладающие избирательной, селективной способностью.

Абсорбционные процессы обычно сопровождаются тепловыми процессами. При этом в большинстве из них наблюдается выделение теплоты.

Физическая сущность процесса заключается в растворении газов в жидкости. Зависимость между растворимостью газа и парциальным давлением выражается законом **Генри**, в соответствии с которым растворимость газа при данной температуре прямо пропорциональна парциальному давлению газа над жидкостью:

$$X = p \cdot \psi , \quad (3-19)$$

где X - количество растворенного газа, отнесенное к поглощающей жидкости, моль/м³; ψ - коэффициент пропорциональности, зависящий от свойств абсорбента и температуры; p - парциальное давление абсорбтива, Па.

В соответствии с **законом Дальтона** в газовой смеси парциальное давление какого-либо компонента можно выразить уравнением:

$$p = y P_{общ} \quad (3-20)$$

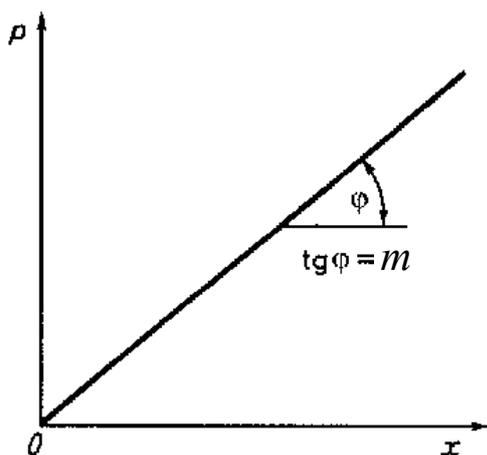


Рис. 3.4. Линия равновесия
процесса абсорбции

где y - доля рассматриваемого компонента (абсорбтива) в газовой смеси;
 $p_{общ}$ - общее давление газовой смеси, Па.

Из выражений (3-19) и (3-20) следует:

$$y = \frac{x}{\psi \cdot p_{общ}}$$

Обозначив отношение $\frac{1}{\psi \cdot p_{общ}}$ через

H , получим уравнение фазового равновесия:

$$y = H x, \quad (3-22)$$

где H - константа фазового равновесия.

Уравнение (3-22) показывает, что зависимость между концентрацией данного компонента в газовой смеси и в равновесной с ней жидкости выражается прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей угол наклона, тангенс которого равен m (рис.3.4). Численные значения m зависят от температуры и давления: уменьшаются с увеличением давления и снижением температуры.

Таким образом, растворимость газа в жидкости увеличивается с повышением давления и снижением температуры.

Материальный баланс и расход абсорбента

Примем расходы фаз по высоте аппарата постоянными и выразим содержание поглощаемого газа в относительных мольных концентрациях. Обозначим: G - расход инертного газа, кмоль/сек; y_H и y_K - начальная и конечная концентрации абсорбтива в газовой смеси, кмоль/кмоль инертного газа; L - расход абсорбента, кмоль/сек; x_H и x_K - начальная и конечная концентрации поглощаемого газа в абсорбенте, кмоль/кмоль абсорбента.

Тогда уравнение материального баланса будет:

$$G(y_H - y_K) = L(x_K - x_H) = M, \quad (3-23)$$

где M - количество компонента, перешедшее из одной фазы в другую, кмоль/сек.

Отсюда общий расход абсорбента (в моль/сек):

$$L = G(y_H - y_K)/(x_K - x_H), \quad (3-24)$$

а его удельный расход (в кмоль/кмоль инертного газа):

$$l = L/G = (y_H - y_K)/(x_K - x_H). \quad (3-25)$$

Устройство абсорбционных аппаратов

Абсорбция протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорберы должны иметь **развитую поверхность контакта** фаз между жидкостью и газом. По способу образования этой поверхности абсорберы можно разделить на следующие четыре группы:

1. Поверхностные и пленочные (газ пропускается над поверхностью движущейся жидкости. Поверхностью контакта в пленочных абсорберах является поверхность стекающей пленки жидкости);
2. Насадочные, в которых поверхностью контакта фаз является поверхность растекающейся по специальной насадке жидкости;
3. Барботажные абсорберы, в которых поверхность контакта фаз создается потоками газа (пара) и жидкости;
4. Распыливающие абсорберы, в которых поверхность контакта фаз создается вследствие разбрызгивания жидкости.

Наибольшее применение получили **насадочные абсорберы** (рис.3.5.), представляющий собой цилиндрическую колонну, заполненную насадкой (кольца или другие твердые тела), которая укладывается на опорные решетки, имеющие отверстия для прохождения газа и стока жидкости. Абсорбирующая жидкость из разбрызгивателя поступает в слой насадки, покрывая её жидкой пленкой, стекая вниз. Газ, подлежащий разделению, поднимается вверх. Абсорбтив поглощается жидкостью.

В **поверхностных абсорберах** для увеличения поверхности контакта фаз устанавливаются несколько последовательно соединенных аппаратов, в которых газ и жидкость движутся противотоком друг к другу. Оросительный абсорбер (рис.3.6.) состоит из горизонтальных труб, внутри которых протекает жидкость, уровень которой поддерживается с помощью порога. Охлаждение абсорбера происходит с поверхности орошаемой жидкости. используются

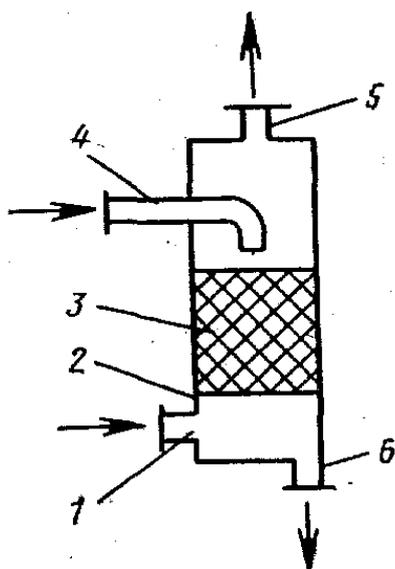


Рис. 3.5. Абсорбер насадочного типа:

- 1 - патрубок для входа газа;
- 2 - корпус; 3 - насадка;
- 4,6 - патрубки для входа и выхода

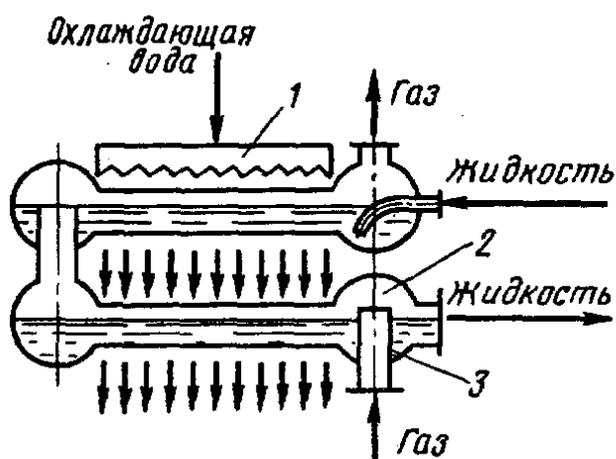


Рис. 3.6. Поверхностный абсорбер:

такие аппараты для поглощения хорошо растворимых газов.

Тарельчатые барботажные колонны являются эффективными и наиболее распространенными аппаратами, внутри которых одна над другой размещено определенное количество горизонтальных перфорированных перегородок — тарелок, обеспечивающих течение жидкости сверху вниз, а пара — снизу вверх.

Тарельчатые колонны бывают колпачковыми, клапанными, продольными ситчатыми тарелками, на которых имеет место неорганизованный перелив жидкости через отверстия, и с ситчатыми тарелками с переливными устройствами.

На рис.3.7. представлен участок тарельчатой барботажной колонны с ситчатыми тарелками и переливными устройствами

Распыливающие абсорберы работают по принципу контакта фаз в результате распыливания или разбрызгивания жидкости в газовом потоке.

Простейшим примером распыливающих абсорберов является полный распыливающий абсорбер с механическими форсунками (рис.3.8).

Наибольшие коэффициенты массопередачи имеют место в момент распыления жидкости, а затем они резко снижаются вследствие коалесценции капель и уменьшения поверхности фазового контакта.

Часто форсунки устанавливаются по всей высоте абсорбера.

Распыливающие абсорберы применяют для абсорбции хорошо растворимых газов.

К распыливающим абсорберам также относятся механические абсорберы, в которых разбрызгивание жидкости производится вращающимися устройствами. Механические абсорберы компактны и эффективнее распыливающих абсорберов.

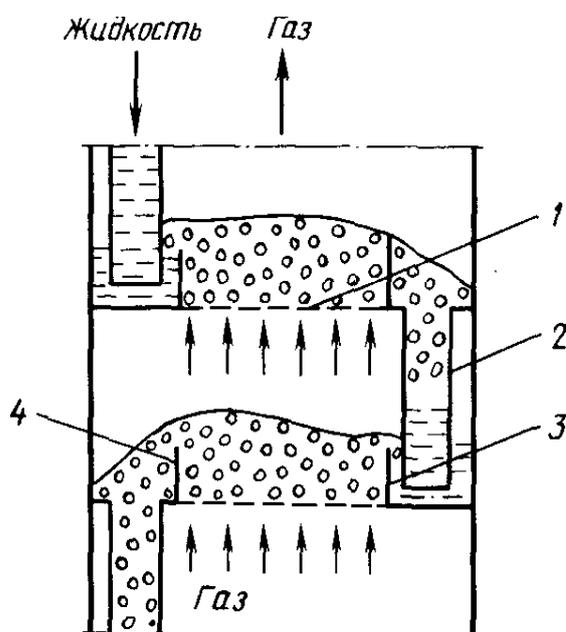


Рис. 3.7. Ситчатые тарелки с переливными

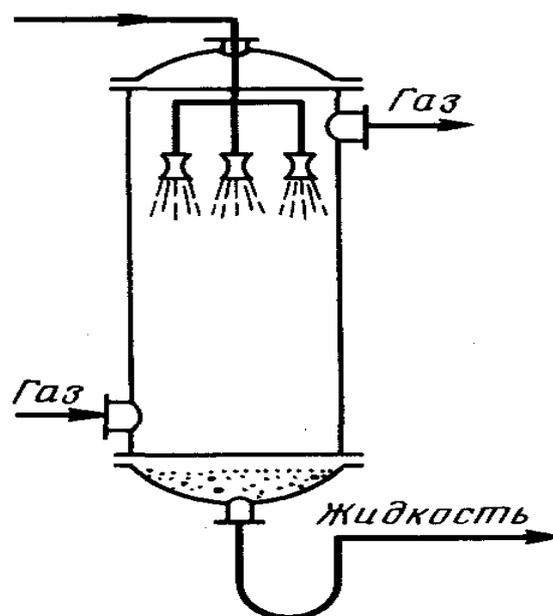


Рис.3.8. Распыливающий абсорбер

3.1.2. Адсорбция

Сущность процесса и область применения

Под адсорбцией понимают процесс поглощения одного или нескольких компонентов из газовой смеси или раствора твердым веществом -

адсорбентом. Поглощаемое вещество носит название **адсорбата** или **адсорбтива**.

Процессы адсорбции избирательны и обычно обратимы. Благодаря их обратимости становится возможным выделение поглощенных веществ из адсорбента или проведения десорбции.

Механизм процесса адсорбции отличается от механизма процесса абсорбции, вследствие того, что извлечение веществ осуществляется твердым поглотителем.

Процессы адсорбции широко применяются в промышленности при очистке и осушке газов, очистке и осветлении растворов, разделении смесей газов или паров; в частности при извлечении летучих растворителей из их смеси с воздухом или другими газами.

Значение адсорбционных процессов сильно возросло за последнее время вследствие расширения потребности в веществах высокой чистоты.

Адсорбенты, применяемые в промышленных условиях, должны отвечать следующим основным требованиям:

- обладать избирательностью (селективностью) - способностью поглощать только тот компонент (те компоненты), которые необходимо выделить или удалить из смеси;
- иметь максимальную адсорбционную емкость (активность) - количество адсорбтива, поглощенного единицей массы или объема адсорбента;
- обладать способностью предельно десорбироваться, необходимой для регенерации адсорбента;
- иметь достаточную прочность гранул адсорбента, так как их разрушение ухудшает гидродинамику процесса;
- обладать химической инертностью по отношению к поглощаемым веществам;
- иметь низкую стоимость.

В промышленности адсорбенты используются в виде гранул размером 2-7 мм либо в порошкообразном состоянии с размером частиц 50-200 мкм.

В качестве адсорбентов широко применяются **активные угли**, которые получают при сухой перегонке углесодержащих веществ, таких, как дерево, торф, кости и др. Активирование проводят в основном прокаливанием углей

при температурах свыше 900°C , перед обугливанием вводят активирующие добавки (растворы хлористого цинка, кислот, щелочей и др.).

В спиртовом и ликеро-водочном производствах используются активированные угли растительного происхождения (березовый БАУ, буковый) для извлечения из сортировки (смесь спирта с водой) и спирта-ректификата альдегидов, кетонов, сложных эфиров, карбоновых кислот и высокомолекулярных веществ (сивушных масел). Уголь извлекает глюкозу и фруктозу, содержащиеся в некоторых сортах водки. Активированный уголь применяется для осветления пива и фруктовых соков. Для обесцвечивания сахарных сиропов применяется активированный уголь, полученный на базе костяного угля. Типичным мелкозернистым углем для обесцвечивания сахарных сиропов, коньяков, вин, фруктовых соков, эфирных масел, желатина является уголь деколар. В ряде случаев одновременно с обесцвечиванием происходит удаление запаха, привкуса, коллоидных и других примесей. Удельная площадь поверхности активированных углей составляет $600-1750 \text{ м}^2/\text{г}$.

Активированные угли применяются также для очистки промышленных газовых выбросов.

Силикагели представляют продукты обезвоживания геля кремниевой кислоты. Их получают обработкой раствора силиката натрия минеральными кислотами или растворами их солей. Удельная площадь поверхности силикагелей составляет $400-780 \text{ м}^2/\text{г}$. Силикагели используются для осушки воздуха, осветления пива и фруктовых соков.

Цеолиты - водные алюмосиликаты природного или синтетического происхождения. Размер пор синтетических цеолитов соизмерим с размерами сорбируемых молекул, поэтому они могут адсорбировать молекулы, проникающие в поры. Такие цеолиты называют молекулярными ситами. Цеолиты некоторых марок используются для концентрирования соков. Цеолиты характеризуются высокой поглощательной способностью и применяются для осушки газов и жидкостей.

Глины и другие природные глинистые адсорбенты - бентонитовые глины и отбеливающие глины гумбрин, асканит и др. - являются высокодисперсными системами со сложным химическим составом. Наиболее распространенным методом активации природных глин является обработка их минеральными кислотами. При этом удаляются оксиды кальция, магния, железа, алюминия и других металлов, происходит образование дополнительных пор. Удельная площадь поверхности глин составляет от 20 до 100 м²/г.

Глинистые материалы применяются в основном для очистки различных жидких сред от примесей, например, окрашенных веществ, в результате чего продукт обесцвечивается. Поэтому природные глинистые адсорбенты иногда называют "отбеливающая земля". Глинистые адсорбенты используются в пищевой промышленности для осветления вин, пива, фруктовых соков, рафинирования растительных масел, воды и для других целей.

Равновесие при адсорбции и материальный баланс

Количество вещества, адсорбированное единицей массы или объема данного поглотителя при достижении состояния равновесия зависит от температуры и концентрации поглощаемого вещества в парогазовой смеси или растворе. Соответственно зависимость между равновесными концентрациями фаз при адсорбции имеет вид

$$X^* = f(Y, T), \quad (3-26)$$

или при постоянной температуре

$$X^* = f_i(Y), \quad (3-27)$$

где: X^* - относительная концентрация адсорбтива в адсорбенте, равновесная с концентрацией адсорбтива в газовой или жидкой фазе, кг адсорбтива/кг адсорбента;

Y - относительная концентрация адсорбтива, кг/кг носителя газовой смеси или раствора.

Концентрация Y поглощаемого компонента может быть заменена его парциальным давлением растворов парогазовой смеси, тогда: $X^* = f_z(p)$.

Представленные две зависимости представляют собой выраженные в самом общем виде уравнения линии равновесия при адсорбции, или изотермы адсорбции.

Несмотря на сложность и своеобразие процесса, основные закономерности для процесса адсорбции имеют сходство с закономерностями абсорбционного процесса. Так, для адсорбции будет справедливо, как и для абсорбции уравнение материального баланса:

$$G(Y_H - Y_K) = L(X_K - X_H), \quad (3-28)$$

где: X_H - начальное содержание сорбтива, отнесенное к единице веса сорбента; X_K - конечное содержание сорбтива, по окончании цикла работы аппарата.

Следует иметь в виду, что при проведении процесса адсорбции адсорбент находится чаще всего в неподвижном состоянии, а газ профильтровывается через слой адсорбента. В этом уравнении под L следует понимать не часовой расход адсорбента, а количество его, которое загружено в аппарат.

В последнее время стали применять адсорберы непрерывного действия, в которых адсорбент движется навстречу газовой смеси. В этом случае уравнение вполне идентично уравнению материального баланса процесса абсорбции.

Количество адсорбированного вещества за время τ может быть по аналогии с процессом абсорбции найдено из уравнения

$$M = \beta \Delta C F \tau, \quad (3-29)$$

где β - коэффициент адсорбции; F - поверхность адсорбента, m^2 ; ΔC - движущая сила выражаемая разностью концентраций.

Величину коэффициента адсорбции β рассчитывают, используя известное уравнение критериальной зависимости между диффузионными критериями Нуссельта и Прандтля:

$$Nu_{\delta} = A Re^m Pr_{\delta}^n . \quad (3-30)$$

Величину коэффициента A и показателей степеней m и n определяют экспериментально. Так при поглощении паров активированным углем при ориентировочных расчетах можно принять:

$$Nu_{\delta} = 1,6 Re^{0,54} . \quad (3-31)$$

Из уравнения (3-29) можно определить необходимую поверхность адсорбента F и расход адсорбента. Далее рассчитываются размеры аппарата, для которого была подобрана требуемая поверхность массообмена.

Аппараты для проведения процесса адсорбции

Адсорберы по организации процесса делятся на аппараты периодического и непрерывного действия.

Адсорберы периодического действия бывают с неподвижным и псевдооживленным слоем адсорбента. Для очистки растворов в спиртовом и водочном производствах применяются также емкостные адсорберы с механическим перемешиванием.

Вертикальный цилиндрический адсорбер (рис.3.9) является наиболее распространенной конструкцией адсорберов периодического действия. Слой гранулированного адсорбента загружается через верхние люки на колосниковую решетку. Выгрузка адсорбента происходит через нижние люки. Такие адсорберы используются для адсорбционной очистки паро-газовых смесей и жидких растворов. Для подачи исходных смесей и острого пара адсорбер снабжен соответствующими штуцерами. Исходная жидкая смесь, как правило, подается снизу вверх через кольцевую трубу. Парогазовая смесь может подаваться и сверху вниз. В этом случае при десорбции острый пар подается через кольцевую трубу.

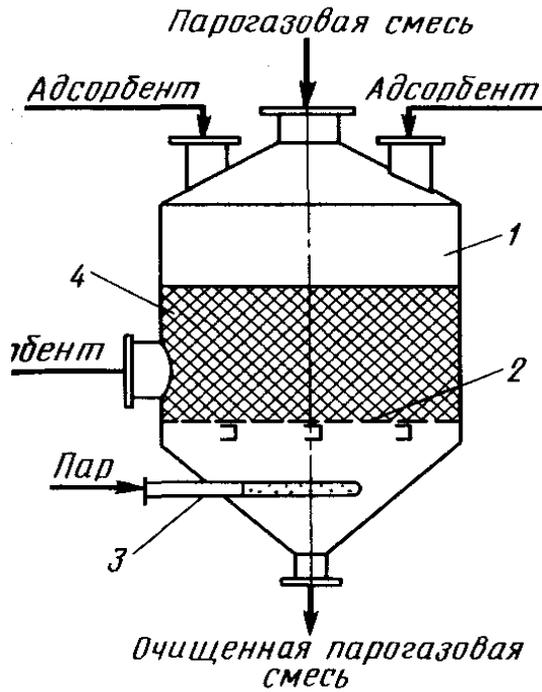


Рис.3.9. Адсорбер с неподвижным слоем адсорбента:

1 – корпус; 2 – колосниковая решетка; 3 – кольцевая труба; 4 - адсорбент

Процесс в представленном адсорбере проходит в четыре стадии: адсорбция, десорбция, сушка, охлаждение адсорбента. После обработки адсорбента возникает задача регенерации слоя поглотителя. Десорбция адсорбированного вещества из адсорбента является необходимой стадией технологического процесса, которая решает две задачи: извлечение вещества и регенерацию адсорбента.

Основным методом десорбции является вытеснение из адсорбента поглощенных компонентов с помощью веществ, например насыщенного водяного пара, обладающих лучшей адсорбционной способностью. Для увеличения скорости десорбции процесс часто проводят при повышенных температурах.

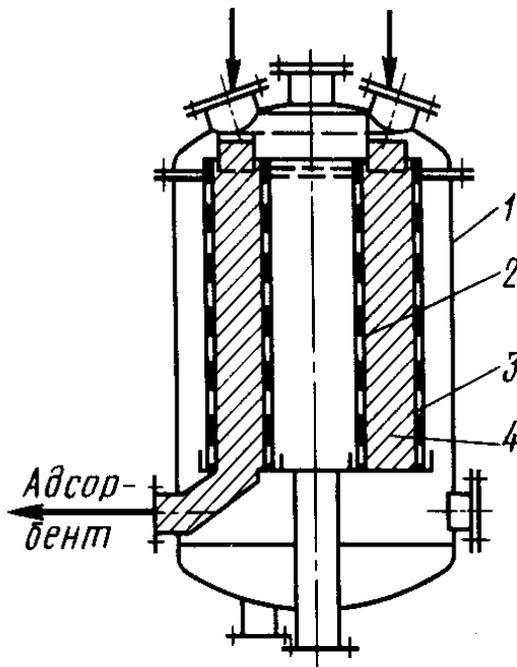


Рис.3.10. Адсорбер с кольцевым слоем адсорбента:

1 — корпус; 2,3 — внутренняя и внешняя цилиндрические решетки; 4 - адсорбент

Вертикальный адсорбер с неподвижным кольцевым слоем адсорбента (рис.3.10) предназначен для поглощения компонентов из парогазовой смеси. Адсорбер состоит из вертикального корпуса, внутри которого между перфорированными сетками расположен слой адсорбента. На стадии адсорбции парогазовая смесь подается в нижнюю часть адсорбера и распределяется по кольцевому сечению адсорбента.

Пройдя через слой адсорбента, очищенная парогазовая смесь выходит через центральный патрубок. На стадии десорбции водяной пар подается в адсорбер через центральный патрубок. Смесь паров десорбированного компонента и

воды удаляется через нижний боковой штуцер. Для сушки адсорбента подается горячий воздух, а для охлаждения — холодный воздух. После охлаждения адсорбента цикл работы повторяется. Загрузка адсорбента происходит - через верхние люки, а выгрузка — через нижнюю точку.

Адсорбер с псевдооживленным слоем (рис.3.11.) заполнен мелкозернистым адсорбентом. Исходная смесь подается снизу под распределительную решетку при скорости, превышающей скорость псевдооживления частиц адсорбента. При этом слой расширяется и переходит в подвижное состояние. Проведение адсорбции в псевдооживленном слое значительно интенсифицирует процесс массообмена и сокращает продолжительность процесса.

Адсорберы реакторного типа с механическим и пневматическим перемешиванием используются для очистки спиртоводочных растворов. Адсорбер состоит из цилиндрического корпуса с эллиптическим днищем. Внутри корпуса вращается лопастная мешалка. Раствор заливается в адсорбер через верхний патрубок, адсорбент загружается через верхний люк. Суспензия

Очищенный раствор

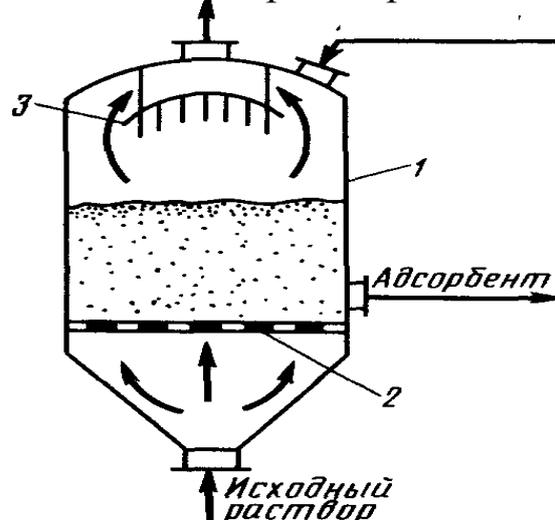
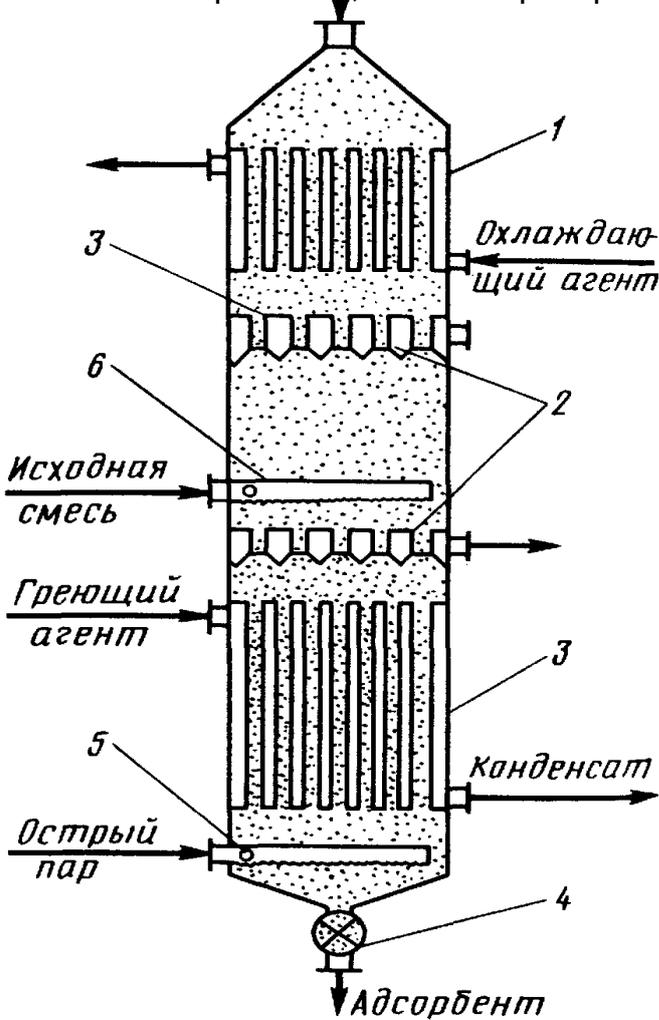


Рис.3.11. Адсорбер с псевдооживленным слоем:
1 — корпус; 2 — распределительная решетка; 3 — сепаратор



сливается из аппарата через нижний патрубок и поступает на фильтр, где разделяется. Активный уголь направляется на регенерацию в десорбер. Адсорбционные установки с адсорберами периодического действия состоят из нескольких аппаратов, работающих попеременно. Часть адсорберов работает в стадии адсорбции, в то время как в других происходит регенерация адсорбента.

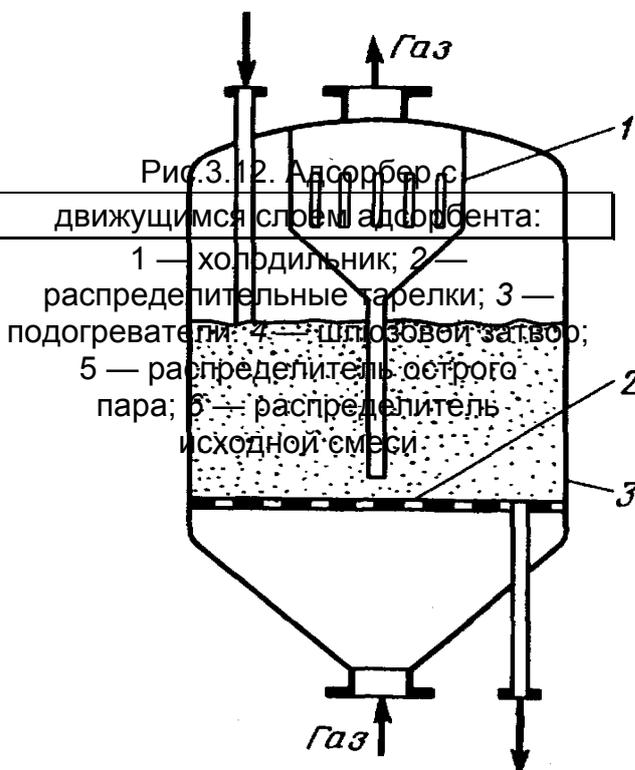
Адсорберы непрерывного действия бывают с движущимся плотным или псевдооживленным слоем адсорбента. Адсорберы с движущимся слоем зернистого адсорбента представляют собой полые колонны с перегородками и

переливными патрубками и аппараты с транспортирующими приспособлениями. На рис.3.12. показан многосекционный колонный адсорбер для очистки парогазо-газовых смесей, состоящий из холодильника, подогревателя и распределительных тарелок.

В первой секции происходит охлаждение адсорбента после регенерации. Эта секция выполнена в виде кожухотрубчатого тепло-обменника. Охлаждающая жидкость подается в межтрубчатое пространство теплообменника, а адсорбент проходит по трубам.

Вторая секция представляет собой собственно адсорбер, в котором адсорбент взаимодействует с исходной парогазовой смесью. Из первой секции во вторую адсорбент перетекает через патрубки и распределительные тарелки, обеспечивающие равномерное распределение адсорбента по сечению колонны и служащие затворами, разграничивающими первую и вторую секции. Далее адсорбент поступает в десорбционную секцию, представляющую собой кожухотрубчатый теплообменник, в котором нагревается и взаимодействует с десорбирующим агентом — острым водяным паром. Регенерированный адсорбент удаляется из адсорбера через шлюзовой затвор. Адсорберы с псевдо-оживленным зернистым адсорбентом бывают одноступенчатыми и многоступенчатыми.

Адсорбент



Одноступенчатый адсорбер с псевдооживленным слоем показан на рис.3.13. Он представляет собой цилиндрический вертикальный корпус, внутри которого смонтированы газораспределительная решетка и пылеулавливающее устройство типа циклона. Адсорбент загружается в аппарат сверху через трубу и выводится через трубу снизу. Исходная парогазовая смесь вводится в адсорбер при скорости, превышающей скорость начала псевдооживления, под газораспределительную решетку через нижний патрубок, а выводится через верхний патрубок, пройдя предварительно пылеулавливающее устройство.

Рис.3.13. Одноступенчатый адсорбер непрерывного действия с псевдоожиженным слоем:
1 — пылеулавливающее устройство;
2 — газораспределительная решетка;
3 — корпус

для

верхней
нижней

и

к

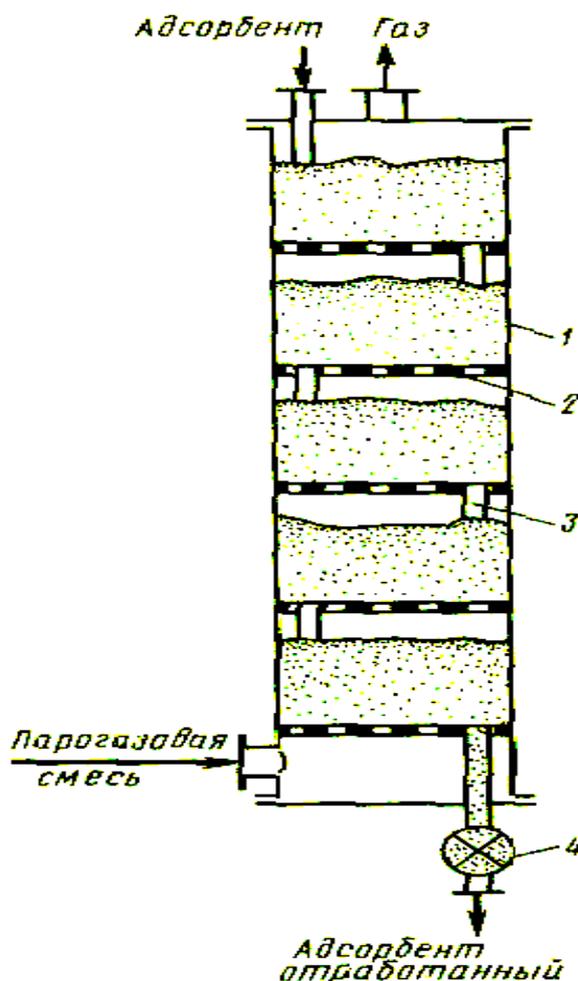


Рис.3.14. Многоступенчатый адсорбер

с псевдоожиженным слоем:

- 1 — корпус; 2 — газораспределительная решетка;
3—переливной патрубок; 4 — шлюзовой затвор

Многоступенчатый тарельчатый адсорбер с псевдоожиженным слоем показан на рис.3.14. Он представляет собой колонну, в которой расположены газораспределительные

решетки с переливными патрубками, служащими одновременно затворами газового потока. Адсорбент поступает в верхнюю часть адсорбера и перетекает с на нижнюю тарелку. С тарелки адсорбент через шлюзовой затвор выгружается из адсорбера. Исходная парагазовая смесь поступает в адсорбер снизу удаляется через верхний патрубков.

Многоступенчатый адсорбер отличается от одноступенчатого тем, что работает по схеме, близкой аппаратам идеального вытеснения, что позволяет проводить процесс адсорбции в противотоке.

3.2. СУШКА

3.2.1. Сущность процесса и его назначение

Сушка представляет собой теплообменный процесс, предназначенный для обезвоживания различных материалов и продуктов.

Многие виды сырья пищевых производств содержат значительное количество влаги. Однако готовые продукты должны содержать минимальное количество влаги, что позволяет удешевить их транспортировку, увеличить (повысить) степень сохранности и придать им необходимые свойства.

Высушиванию подвергаются как твердые, так и жидкие материалы, содержащие воду. В свеклосахарном производстве сушке подвергаются сахар-песок, сахар-рафинад, а также отходы производства - жом. В спиртовом производстве высушиваются отходы производства: барда, пищевые и кормовые дрожжи. Большую роль играет сушка в пивоваренном производстве: сушат солод, отходы производства. В крахмалопаточном производстве высушивают крахмал. Сушка используется при получении сухого молока, сухарей, фруктов, овощей, макаронных изделий, пастилы.

По **способу подвода** тепла к высушиваемому материалу различают следующие виды сушки:

- **конвективная** сушка - путем непосредственного соприкосновения высушиваемого материала с сушильным агентом, в качестве которого обычно используют нагретый воздух или топочные газы (как правило, в смеси с воздухом);
- **контактная** сушка - путем передачи тепла от теплоносителя к материалу через разделяющую их стенку;
- **радиационная** сушка - путем передачи тепла инфракрасными лучами;
- **диэлектрическая** сушка - путем нагревания в поле токов высокой частоты;
- **сублимационная** сушка - сушка в замороженном состоянии при глубоком вакууме.

Высушиваемый материал при любом методе сушки находится в контакте с влажным газом. При конвективной сушке влажному газу (который является сушильным агентом) принадлежит основная роль в процессе. Поэтому изучение свойств влажного газа необходимо при рассмотрении и расчетах процесса сушки. Метод сушки и тип сушилки для конкретного материала выбирают на основании анализа материала как объекта сушки.

3.2.2. Статика сушки

Если материал находится в контакте с влажным воздухом, то возможны два процесса:

а) сушка - (десорбция влаги из материала) при парциальном давлении пара над поверхностью материала P_M , превышающим его парциальное давление в воздухе или газе P_n , т.е. $P_M > P_n$;

б) увлажнение - (сорбция влаги материалом) при $P_M < P_n$.

В процессе сушки величина P_M уменьшается и приближается к пределу $P_M = P_n$. При этом наступает состояние динамического равновесия, которому соответствует предельная влажность материала, называемая **равновесной влажностью**. Равновесная влажность зависит от парциального давления водяного пара над материалом P_M или пропорциональной ему величины относительной влажности воздуха φ , и определяется опытным путем. Поэтому с помощью такого сушильного агента, как воздух (с определенной относительной влажностью), из материала невозможно удалить всю влагу

Различают **свободную** и **связанную** влагу в материале. Под свободной влагой понимают влагу, скорость испарения которой из материала равна скорости испарения воды со свободной поверхности ($P_M = P_H$), где P_H – давление насыщенного водяного пара. Скорость испарения связанной влаги из материала всегда меньше скорости испарения воды со свободной поверхности. При этом $P_M < P_H$.

Для характеристики содержания влаги в материале используются понятия: w – влажность материала, как содержание влаги выраженное в процентах от массы влажного материала:

$$w = \frac{m_{вл}}{m} \cdot 100\%, \quad (3-32)$$

где $m_{вл}$ - масса воды, кг; m - общая масса материала, кг.

В ряде случаев более удобно относить влагу к абсолютно сухому веществу. В этом случае влагосодержание ξ , представляет собой содержание влаги в килограммах на 1 кг материала:

$$\xi = \frac{m_{вл}}{(m - m_{вл})} \cdot 100\%. \quad (3-33)$$

3.2.3 Виды связи влаги с материалом

Механизм процесса сушки в значительной степени определяется формой связи влаги с материалом. Чем прочнее связь, тем труднее протекает процесс сушки. При сушке связь влаги с материалом нарушается. П.А. Ребиндером предложена следующая классификация форм связи влаги с материалом:

1. **химическая** (ионная, молекулярная);
2. **физико-химическая** (адсорбционная, осмотическая, структурная);
3. **механическая** (влаги в капиллярах и макрокапиллярах, влага смачивания).

Наиболее прочным видом связи влаги является **химическая**. Может быть удалена только при нагревании материала до высокой температуры (прокаливании) или химическом воздействии.

В процессе сушки удаляется, как правило, только влага, связанная с материалом **физико-химически** и **механически**. Влага, связанная с материалом физико-химически, может быть удалена при помощи сушки. Формы физико-химической связи разнообразны:

- **Адсорбционно-связанная влага** - удерживается у поверхности раздела коллоидных частиц с окружающей средой. Обладая большой поверхностью, коллоидные структуры имеют

большую адсорбционную способность. Прочно связанная с материалом эта влага называется связанной водой. Адсорбционная влага удерживается молекулярным силовым полем.

- **Осмотически удержанная и структурная влага** - отличается от адсорбционной тем, что она связана с материалом менее прочно, удерживается осмотическими силами и находится внутри клеток материала (называемая иначе влагой набухания).

Наиболее легко может быть удалена **механически** связанная влага. Она содержится в капиллярах тела и на его поверхности. Капилляры пористых тел различаются по диаметру. Капилляры, средний радиус которых меньше 10^{-5} см называются микрокапиллярами.

3.2.4. Кинетика сушки

При конвективной сушке влажных материалов влага перемещается в материале по направлению от центра кусков материала к периферии, где материал омывается сушильным агентом (воздухом). Такое перемещение влаги (миграция) – это в основном диффузионный процесс, движущей силой которого является разность между концентрациями влаги в различных точках материала. Однако этот процесс усложняется тепловым воздействием на материал.

Количество влаги m_W , прошедшей через поверхность F за время τ при градиенте концентрации dc/dx :

$$m_W = -K_W \cdot F \cdot (dc/dx) \cdot \tau, \quad (3-34)$$

где K_W - коэффициент, зависящий от характера связи влаги с материалом и от характера материала.

В материале влага может перемещаться в виде жидкости и в виде пара. При большой влажности материала преобладает миграция влаги в виде жидкости.

Перемещение влаги внутри продукта происходит также под действием температурного градиента. При этом надо иметь в виду, что перемещение влаги под тепловым воздействием имеет направление теплового потока, при этом проявляется действие термовлагопроводности. Это означает, что если нагрев продукта осуществляется с его поверхности, то влага в силу температурного градиента перемещается от периферии к центру.

Количество влаги, которое перемещается под действием температурного градиента dt/dx :

$$m_t = -K_t \cdot F \cdot (dt/dx) \cdot \tau, \quad (3-35)$$

где K_t - коэффициент, аналогичный коэффициенту K_W .

Таким образом, суммарное количество перемещаемой влаги при наличии разности ее концентраций и температурного градиента будет равно:

$$m = m_W - m_t, \quad (3-36)$$

где m — общее количество диффундируемой влаги, кг.

Для того чтобы уменьшить эффект термовлагопроводности, продукт при сушке необходимо по возможности измельчать.

Сушка материала состоит из **трех этапов**:

1. перемещения влаги внутри высушиваемого материала по направлению к его поверхности;
2. парообразования;
3. перемещения пара от поверхности материала в окружающий воздух.

Движущей силой диффузии влаги из поверхностной пленки в окружающую среду является разность парциальных давлений водяного пара

$$\Delta P = P_H - P_G, \quad (3-37)$$

где: P_H - парциальное давление насыщенного пара в пограничном паровом слое; P_G - парциальное давление водяного пара в окружающей среде.

Количество продиффундировавшего пара:

$$m = B(P_H - P_G)F\tau, \quad (3-38)$$

где: B - коэффициент испарения; F - площадь поверхности испарения.

Количество влаги, прошедшее через пограничный слой в окружающую среду, должно быть равно количеству влаги, подведенной к этому слою из материала. Скорость сушки может лимитироваться этими обоими процессами и зависит от свойств материала и режима сушки.

Наблюдая за изменением массы материала в процессе сушки, строят кривую сушки (рис.9.1) в координатах: влажность материала в массовых процентах (W) - время в минутах или часах (τ). В начале сушки в течение небольшого промежутка времени линия сушки имеет вид кривой **прогрева материала**. Затем начинается **I период постоянной скорости** сушки. В этот период линия сушки имеет вид прямой. Температура материала в этот период принимает значение, равное температуре мокрого термометра t_m (отрезок B_1C_1 на температурной кривой). В первый период сушки происходит удаление свободной влаги (влаги макрокапилляров и смачивания). Когда свободная

влаги полностью удалена, наступает второй период - **период удаления связанной влаги**. В точке C , соответствующей определенной влажности материала, характер линии сушки изменяется. Она становится кривой, асимптотически приближающейся к значению w_p - равновесной влажности при заданных условиях сушки. Во втором периоде скорость сушки непрерывно уменьшается. Форма линии сушки зависит от вида связи влаги с материалом, структуры материала, т. е. от условий перемещения (миграции) влаги внутри продукта. При достижении равновесной влажности прекращается удаление влаги из материала. Температура материала равна температуре окружающего материала теплоносителя (точка E_1). Однако для достижения равновесной влажности требуется значительное время.

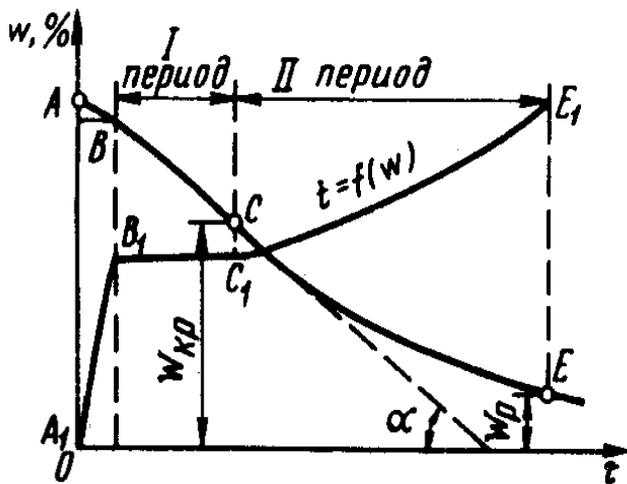


Рис.3.15. Кривая сушки

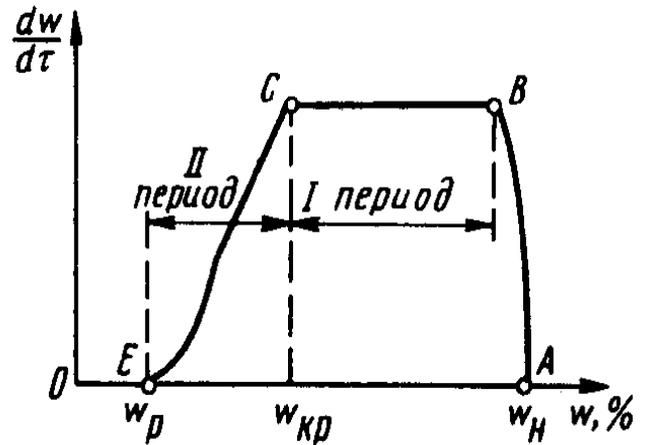


Рис.3.16. Кривая скорости сушки

На основании кривых сушки можно построить кривые скорости сушки (рис.3.16). Для этого по оси абсцисс откладывают содержание влаги в материале, по оси ординат — скорость сушки, представляющую собой изменение влаги во времени $dw/d\tau$. Скорость сушки для данной влажности

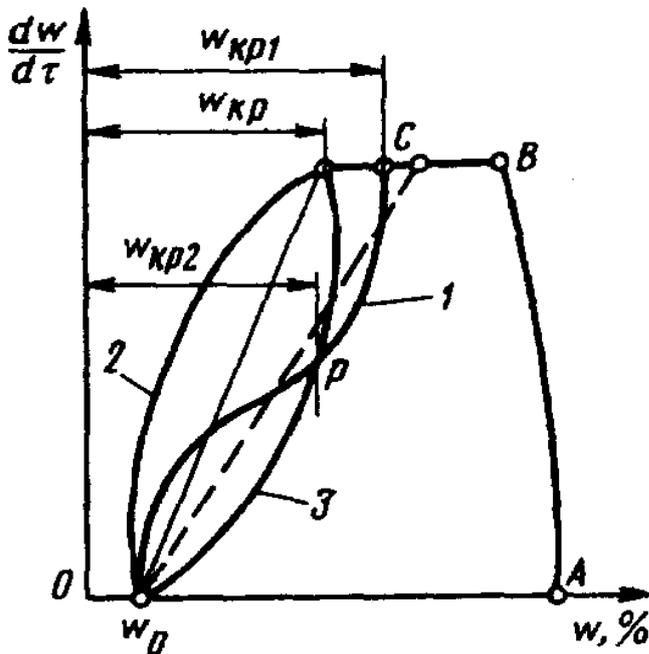


Рис.3.17. Типичные кривые скорости сушки

материала выражается тангенсом угла наклона касательной, проведенной к точке кривой сушки.

Вид кривых скорости сушки во втором периоде может значительно отличаться. Второй период сушки, в зависимости от форм связи влаги с материалом, может сам складываться из нескольких периодов. Для материалов, имеющих сложную структуру, наблюдается вторая критическая точка, соответствующая границе

влажности $W_{кр2}$, при которой изменяется механизм перемещения влаги в материале. Кривая 1 (рис.3.17) типична для капиллярно – пористых тел (например, сухарей), для которых верхний участок определяет скорость удаления капиллярной влаги, а нижний, начиная с влажности равной $W_{кр2}$, – адсорбционной. Линии 2 и 3 соответствуют скоростям сушки, большей или меньшей, чем те, которые подчиняются прямолинейному закону. Кривая 2 характерна для тканей и других тонколистовых материалов, или когда материал растрескивается во время сушки. Кривая 3 имеет место в случае, когда на поверхности материала образуется корка, препятствующая диффузии влаги к поверхности раздела фаз, или, например, для керамических материалов.

Уравнения скорости сушки

В первый период сушки удаляется свободная влага, испарение которой можно рассматривать как испарение воды со свободной поверхности. При уменьшении влажности материала вплоть до первой критической точки парциальное давление пара в поверхностной пленке не изменяется, Поэтому движущей силой процесса в первый период сушки будет $(P_n - P_в)$, и скорость сушки [в кг / (ч·м²)] может быть выражена уравнением:

$$U = dw / d\tau = 0.0745(V_в \rho^{0.8} (P_n - P_в)). \quad (3-39)$$

Таким образом, в первый период скорость сушки, отнесенная к единице поверхности, зависит от $(P_n - P_в)$, плотности сушильного агента и его скорости.

Следовательно, в первый период определяющими факторами являются параметры сушильного агента. Скорость диффузии влаги внутри материала не определяет интенсивности испарения.

Во второй период сушки кинетические закономерности более сложные, что видно из кривых скорости сушки. В этот период начинает удаляться связанная вода. При этом парциальное давление водяных паров на поверхности материала становится меньше давления чистой воды при той же температуре. В этот период давление водяного пара является функцией температуры материала и его влажности на поверхности. Последняя же зависит от скорости перемещения влаги в материале. Значит, скорость сушки в этот период зависит не только от диффузии влаги в окружающий воздух, но

также от влагопроводности материала. Таким образом, во второй-период скорость сушки определяется явлениями, связанными с перемещением влаги внутри материала. Допустим, что во второй период сушки движущей силой процесса сушки является разность между влажностью материала w и равновесной влажностью w_p . Скорость сушки во втором периоде:

$$dw/d\tau = K \cdot (w - w_p) \quad (3-40)$$

где K — коэффициент сушки, характеризующий интенсивность влагообмена.

Для второго периода сушки начальная влажность материала соответствует критической влажности $w_{к1}$ (рис. 9.4.) или, точнее, приведенной критической влажности. Приведенная критическая влажность может быть определена, как показано на рис. 9.4. Принимают, что линия сушки во второй период является прямой. Для построения этой прямой проводят линию AB так, чтобы она отсекала равновеликие площади (заштрихованы). Точка K_n может лежать вправо или влево от точки K_I в зависимости от типа кривой сушки. Точке K соответствует приведенная критическая влажность $w_{кII}$.

Проинтегрируем уравнение (3-40) в пределах от $w_{кII}$ до w_2 :

$$\ln \left[\frac{(w_{кII} - w_p)}{(w_2 - w_p)} \right] = K \cdot \tau, \quad (3-41)$$

где w_2 - конечная влажность материала.

Из последнего выражения получаем продолжительность второго периода сушки:

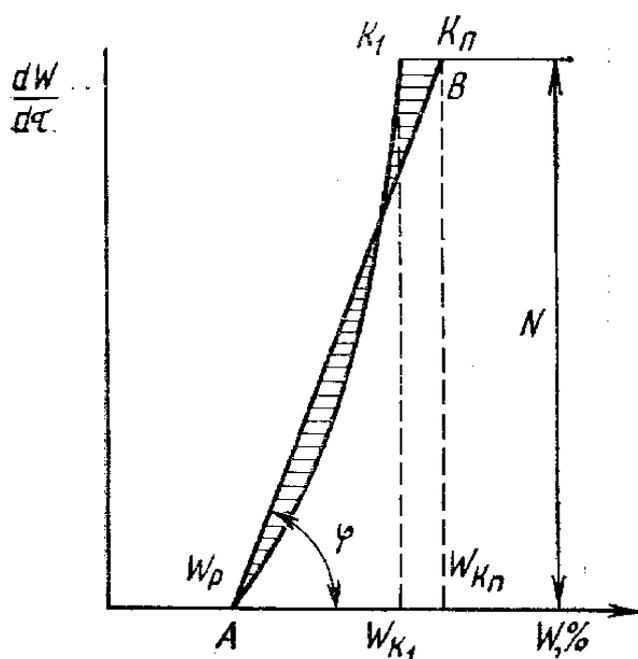
$$\tau_2 = 1/K \cdot \ln \left[\frac{(w_{кII} - w_p)}{(w_2 - w_p)} \right]. \quad (3-42)$$

Коэффициент сушки K должен быть найден экспериментально. Если принять, что во второй период кривая скорости сушки может быть заменена прямой (рис.3.18.), то коэффициент сушки может быть представлен:

$$K = \frac{1}{R} \cdot \frac{1}{1/\beta + 4/\pi^2 \cdot R/a_m} \quad (3-43)$$

где R — определяющий геометрический размер высушиваемого тела; для пластины R равен $1/2$ ее толщины; β — коэффициент внешнего влагообмена, м/ч; a_m — коэффициент потенциалопроводности массопереноса, м²/ч. Этот коэффициент аналогичен коэффициенту температуропроводности, зависит в основном от формы связи влаги с материалом и температуры материала и определяет внутренний перенос влаги.

При введении коэффициента сушки считают, что влажкоэффициенты не изменяются в процессе сушки; точнее расчет вести по зонам. Из уравнения (3-43) следует, что коэффициент K уменьшается с увеличением размеров высушиваемого тела, следовательно, согласно уравнению (3-42) продолжительность сушки при этом увеличится. Таким образом, во второй период сушки большую роль играют геометрические формы высушиваемых



тел, влажность материала, влагопроводность его. Имеют также значение, хотя и меньшее, чем в первый период, скорость движения воздуха и его параметры.

3.2.5. Основы расчёта сушилок

Рис.3.18. Расчет продолжительности второго периода сушки

Нормальный теоретический сушильный процесс

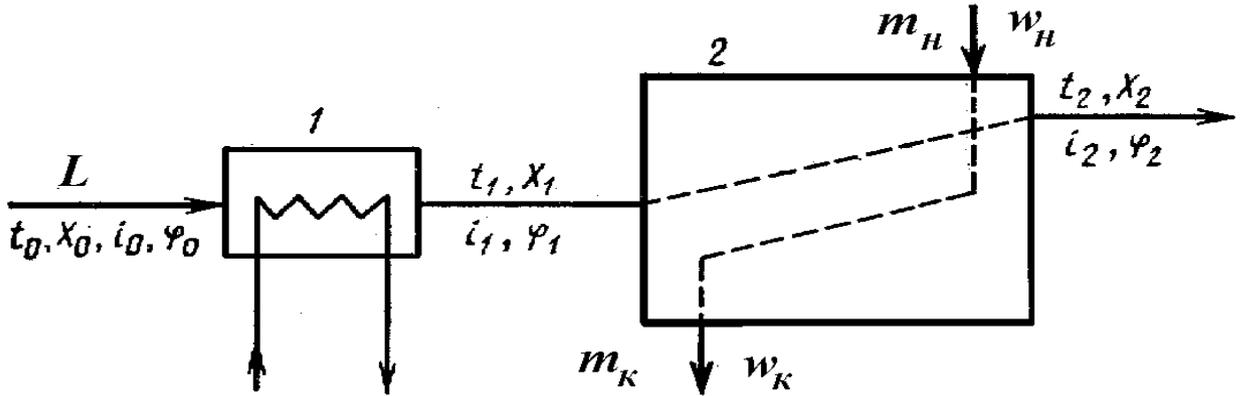


Рис.3.19. Схема сушильной установки

На рис.3.19. изображена схема сушильной установки с нормальным сушильным процессом, состоящей из подогревателя (калорифера) 1 для воздуха и сушильной камеры 2. Воздух, поступающий в подогреватель, имеет температуру t_0 , влагосодержание x_0 , удельную энтальпию i_0 и относительную влажность φ_0 . Выходя из подогревателя, воздух будет иметь параметры t_1, i_1, x_1, φ_1 .

В сушильной камере происходит процесс взаимодействия нагретого воздуха с материалом. Рассмотрим теоретический процесс сушки. Для этого процесса мы предполагаем, что в сушильной камере воздуху не сообщается

дополнительно тепла и он не теряет принесенного тепла. Такой процесс называется теоретическим.

Воздух, поступивший в сушилку, передает свое тепло влаге материала, которая нагревается и испаряется. Образовавшиеся пары со всем теплом, полученным от воздуха, смешиваются с воздухом. Поэтому теплосодержание воздуха остается

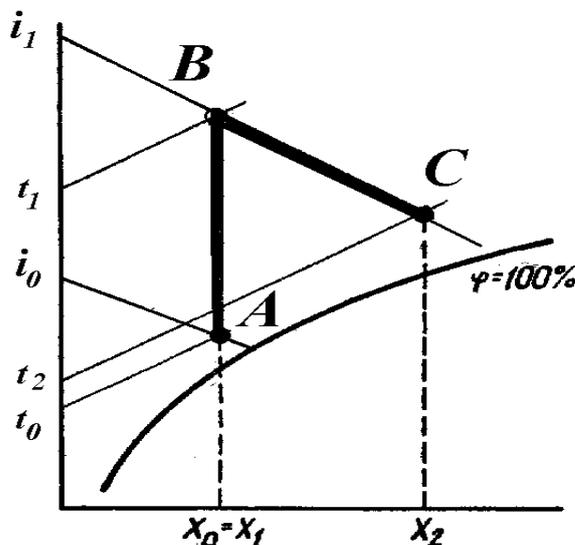


Рис.3.20. Изображение на l - x диаграмме теоретического процесса сушки

постоянным, хотя температура его снижается.

Уходящий воздух имеет параметры t_2, x_2, i_2, φ_2 . При этом $x_2 > x_1, \varphi_2 > \varphi_1, t_2 > t_1$, но $i_1 = i_2$. Теоретический сушильный процесс изобразим с помощью $I-x$ -

диаграммы влажного воздуха (рис.3.20.). Пусть точка A соответствует состоянию воздуха при его входе в подогреватель. Процесс подогрева воздуха изобразится линией AB при $x_1 = x_0$. Точка B соответствует состоянию воздуха при выходе его из подогревателя. Влагосодержание этого воздуха $x_1 = x_0$. Теоретический процесс сушки изобразится линией BC , которая параллельна линии постоянной энтальпии, т.е. $i = const$. Точка C характеризует воздух при выходе его из сушильной камеры.

По $I-x$ - диаграмме можно определить количество воздуха и тепла, расходуемых на 1 кг влаги, испаренной в сушилке.

Расход сухого воздуха на 1 кг испаренной воды l :

$$l = 1/(x_2 - x_1) = 1/(x_2 - x_0) \quad (3-44).$$

Влагосодержание x_1 и x_2 легко определяется по $I-x$ - диаграмме. На нагрев в подогревателе 1 кг сухого воздуха, поступающего в сушилку, расходуется $i_2 - i_0$ кДж. Расход тепла на 1 кг испаренной влаги (в кДж):

$$q = l/(i_1 - i_0) = (i_1 - i_0)/(x_2 - x_1). \quad (3-45)$$

Материальный баланс реального процесса сушки

Для составления уравнения материального баланса введем обозначения (рис.3.19.):

m_n - количество влажного материала, поступающего на сушку, кг/с;

m_k - количество высушенного материала, кг/с;

w_H, w_K - начальная и конечная влажность материала, считая на сухую массу, %;

W - количество влаги, удаляемой из материала при сушке, кг/с;

L - расход сухого воздуха, кг/с.

Тогда уравнения материального баланса запишутся так:

а) по всему материалу, подвергаемому сушке

$$m_H = m_K + W, \quad (3-46)$$

б) по абсолютно сухому веществу в высушиваемом материале

$$m_H \frac{100 - w_H}{100} = m_K \frac{100 - w_K}{100}. \quad (3-47)$$

Откуда:

$$m_H = \frac{100 - w_K}{100 - w_H}, \quad m_K = m_H \frac{100 - w_H}{100 - w_K}. \quad (3-48)$$

Количество удаляемой влаги:

$$W = m_H - m_K,$$

или:

$$W = m_H - m_H \frac{100 - w_K}{100 - w_H} = m_H \frac{w_H - w_K}{100 - w_K}, \quad (3-49)$$

$$W = m_K \frac{w_H - w_K}{100 - w_K}.$$

При расчете конвективных сушилок кроме баланса по высушиваемому материалу составляется уравнение материального баланса по влаге, из которого определяют расход сухого воздуха на сушку:

$$W + L \cdot x_1 = L \cdot x_2. \quad (3-50)$$

Из этого уравнения определяют расход абсолютно сухого воздуха на сушку:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0}. \quad (3-51)$$

Удельный расход воздуха на испарение из материала 1 кг влаги равен

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_0}. \quad (3-52)$$

Учитывая, что $x_1 = x_0$, можно записать

$$l = \frac{1}{x_2 - x_1}.$$

9.5.3. Тепловой баланс сушилок

Рассмотрим тепловой баланс наиболее распространенных конвективных сушилок (рис.3.21.).

Для составления уравнения теплового баланса введем обозначения:

m_H - количество влажного материала, поступающего в сушилку, кг/с

m_K - количество высушенного материала, кг/с;

W - количество, испаряемой влаги, кг/с;

C_M - удельная теплоемкость высушенного материала, Дж/кг К;

C_B - удельная теплоемкость влаги, Дж/кг К;

t_H - температура материала на входе в сушилку, °С;

t_K - температура материала на выходе из сушилки, °С;

L - количество абсолютно сухого воздуха, кг/с .

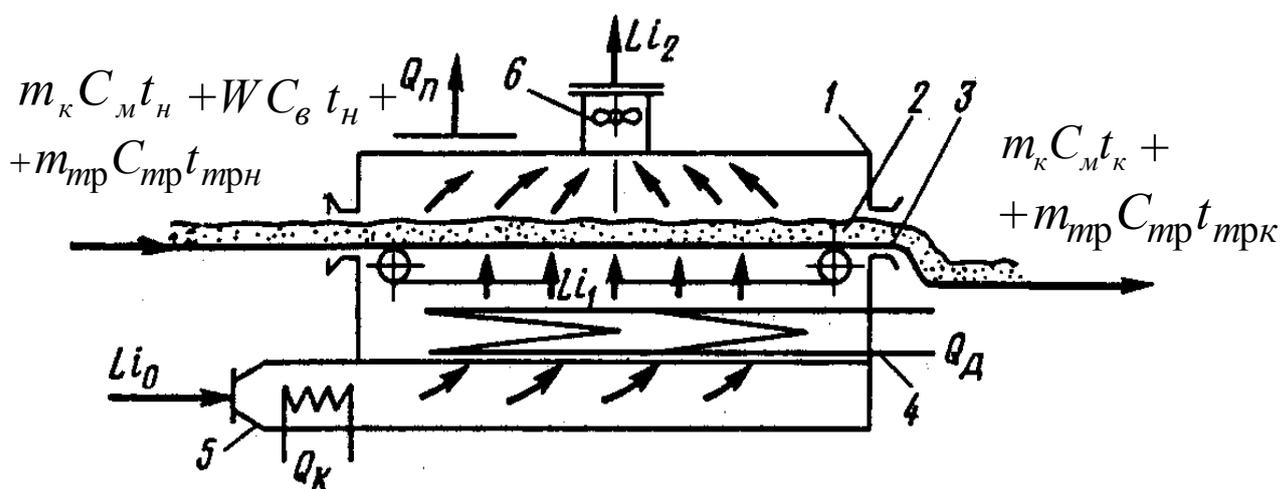


Рис.3.21. Схема конвективной сушилки:
1 – корпус; 2 – материал; 3 – ленточный
транспортёр.

При составлении уравнения теплового баланса следует учитывать, что в сушилке могут быть транспортные устройства, на которых находится высушиваемый материал (например, транспортер, вагонетки и т.п.) и на нагревание которых расходуется тепло.

m_{tr} - масса транспортных устройств

C_{tr} - удельная теплоемкость их материала, Дж/кг К

t_{trn} - температура транспортных устройств на входе в сушилку, °С

t_{trk} - температура транспортных устройств на выходе из сушилки.

Согласно приведенной схеме сушильной установки тепло (Q_k) подводится в основном калорифере (подогревателе) 5, установленном перед сушильной камерой, и в дополнительном калорифере 4, находящемся внутри сушильной камеры (Q_d).

Тогда, рассматривая количество влажного материала m_n в тепловом балансе как сумму количеств высушенного материала m_k и испаренной влаги W , с учетом потерь тепла в окружающую среду Q_{nom} имеем:

Приход тепла	Расход тепла
1. Со свежим воздухом $L \cdot i_0$	1. С отработанным воздухом $L \cdot i_2$
2. С влажным материалом:	2. С высушенным материалом
а) с высушенным материалом $m_{\kappa} C_M t_H$	$m_{\kappa} C_M t_{\kappa}$
б) с влагой, испаряемой из материала $W C_{\epsilon} t_H$	
3. С транспортными устройствами $m_{mp} C_{mp} t_{mpH}$	3. С транспортными устройствами $m_{mp} C_{mp} t_{mp\kappa}$
4. В основном калорифере Q_{κ}	4. Потери тепла в окружающую среду Q_{nom}
5. В дополнительном калорифере Q_{δ}	

При установившемся процессе сушки тепловой баланс выражается равенством:

$$\begin{aligned}
 L i_0 + m_{\kappa} C_M t_H + W C_{\epsilon} t_H + m_{mp} C_{mp} t_{mpH} + Q_{\kappa} + Q_{\delta} = \\
 = L i_2 + m_{\kappa} C_M t_{\kappa} + m_{mp} C_{mp} t_{mp\kappa} + Q_{nom} .
 \end{aligned}
 \quad (3-53)$$

Из этого уравнения можно определить общий расход тепла на сушку ($Q_{\kappa} + Q_{\delta}$):

$$\begin{aligned}
 Q_{\kappa} + Q_{\delta} = L(i_2 - i_0) + m_{\kappa} C_M (t_{\kappa} - t_H) + m_{mp} C_{mp} (t_{mp\kappa} - t_{mpH}) - \\
 - W C_{\epsilon} t_H + Q_{nom} .
 \end{aligned}
 \quad (3-54)$$

Разделив обе части полученного равенства на W , получим выражение для удельного расхода тепла (на 1 кг испаренной влаги):

$$q_{\kappa} + q_{\delta} = l(i_2 - i_0) + q_M + q_{mp} - C_{\epsilon} t_H + q_{nom} .
 \quad (3-55)$$

Удельный расход тепла в основном калорифере можно представить в виде:

$$q_k = l(i_1 - i_0).$$

Подставляя q_k в выше записанное уравнение, находим

$$l(i_2 - i_1) = q_d + c_v t_n - q_m - q_{mp} - q_{nom}. \quad (3-56)$$

Обозначив правую часть уравнения Δ :

$$(q_d + C_v t_n) - (q_m + q_{mp} + q_{nom}) = \Delta, \quad (3-57)$$

получим:

$$l(i_2 - i_1) = \Delta, \text{ или: } i_2 = i_1 + \frac{\Delta}{l}. \quad (3-58)$$

Величина Δ выражает разность между приходом и расходом тепла непосредственно в камере сушки без учета тепла, приносимого воздухом, нагретым в основном калорифере. Величину Δ называют внутренним балансом сушильной камеры.

Величина Δ может быть положительной или отрицательной.

Нормальный действительный процесс сушки на

i - x - диаграмме

Рассмотрим построение процесса сушки на I - x - диаграмме. Сделаем построение для случая, когда $\Delta > 0$ (приход тепла больше чем расход). Сначала построим

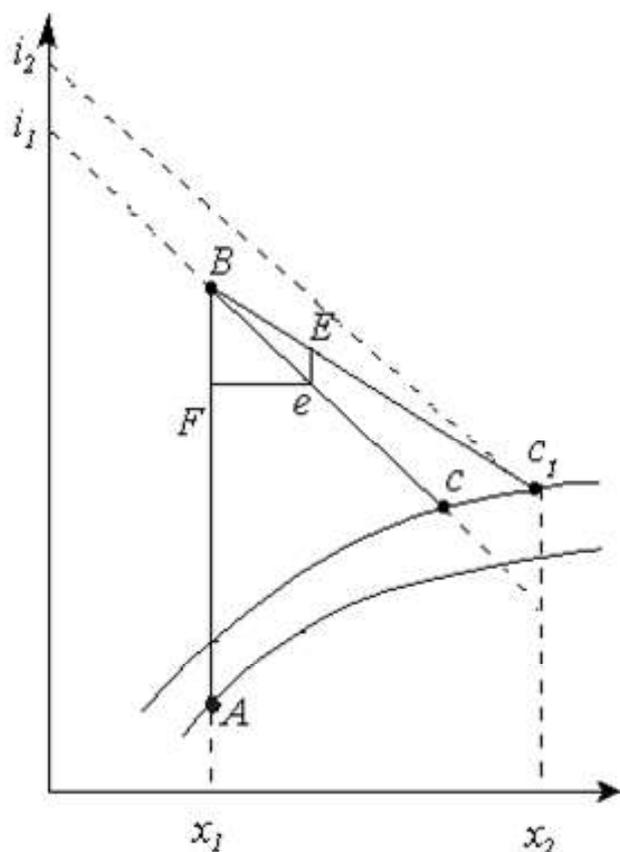


Рис.3.22. Графический расчет действительного процесса сушки

график теоретического процесса для заданных условий работы сушилки (линии ABC).

При $\Delta > 0$ состояние воздуха в сушильной камере изменяется не в соответствии с линией BC , а по какой-то линии, лежащей выше этой линии и имеющей начало в точке B , например, в соответствии с линией BC_1 . Если воздух выходит из сушилки при одной и той же относительной влажности, то теплосодержание его в точке C_1 больше чем в точке C .

Согласно (3-58):

$$i_2 = i_1 + \frac{\Delta}{l}, \quad l(i_2 - i_1) = \Delta,$$

$$\text{но } l = \frac{1}{x_2 - x_1}, \text{ откуда: } \Delta = (i_2 - i_1)/(x_2 - x_1).$$

По этому выражению можно определить положение линии BC_1 при известном Δ .

При заданных условиях сушки строим линии теоретического процесса (рис.3.22.). Через произвольную точку e на линии BC проводим линию eF и измеряем eF (в мм). По формуле определяем eE (в мм).

$$Ee = \Delta \cdot eF \cdot n,$$

где $n = M_i / M_x$ - соотношение масштабов теплосодержания и влагосодержания. Откладываем eE и через точки B и E проводим линию действительного процесса BC_1 . Аналогично находим линию действительного процесса сушки при $\Delta < 0$.

Удельный расход воздуха:

$$l = \frac{1}{(x_2 - x_1)}.$$

Удельный расход тепла в подогревателе:

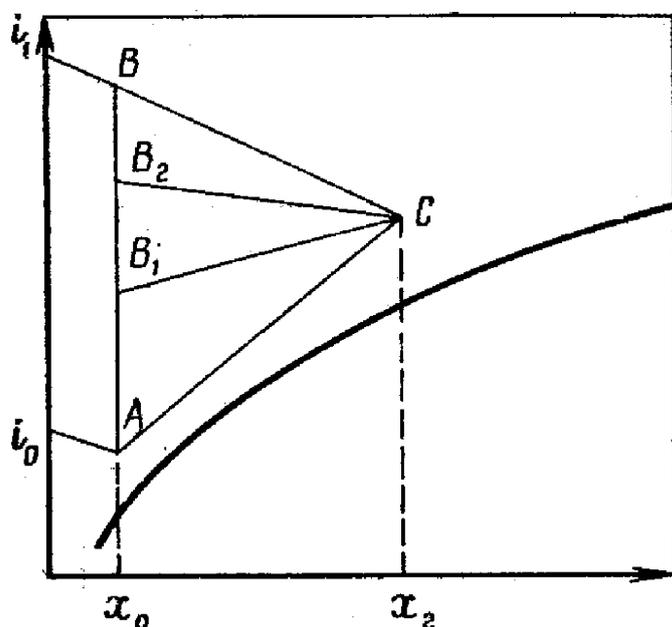
$$q = (i_1 - i_0) / (x_2 - x_1).$$

Варианты сушильного процесса

Кроме нормального сушильного процесса могут быть построены иные процессы, отличающиеся способом подвода тепла к сушильному агенту. Применение того или иного варианта определяется свойствами материала и стремлением создать наиболее экономичный сушильный процесс.

А) Сушилка с подогревом воздуха в сушильной камере.

Теплота может вноситься не только в подогревателе, но также частично



в сушильную камеру. Крайним случаем будет, когда вся теплота вводится в сушильную камеру (линия AC на рис.3.23.). Между двумя крайними положениями линий сушки (BC и AC) могут быть расположены линии процессов с последовательно увеличивающимся количеством теплоты, вводимой в подогреватель.

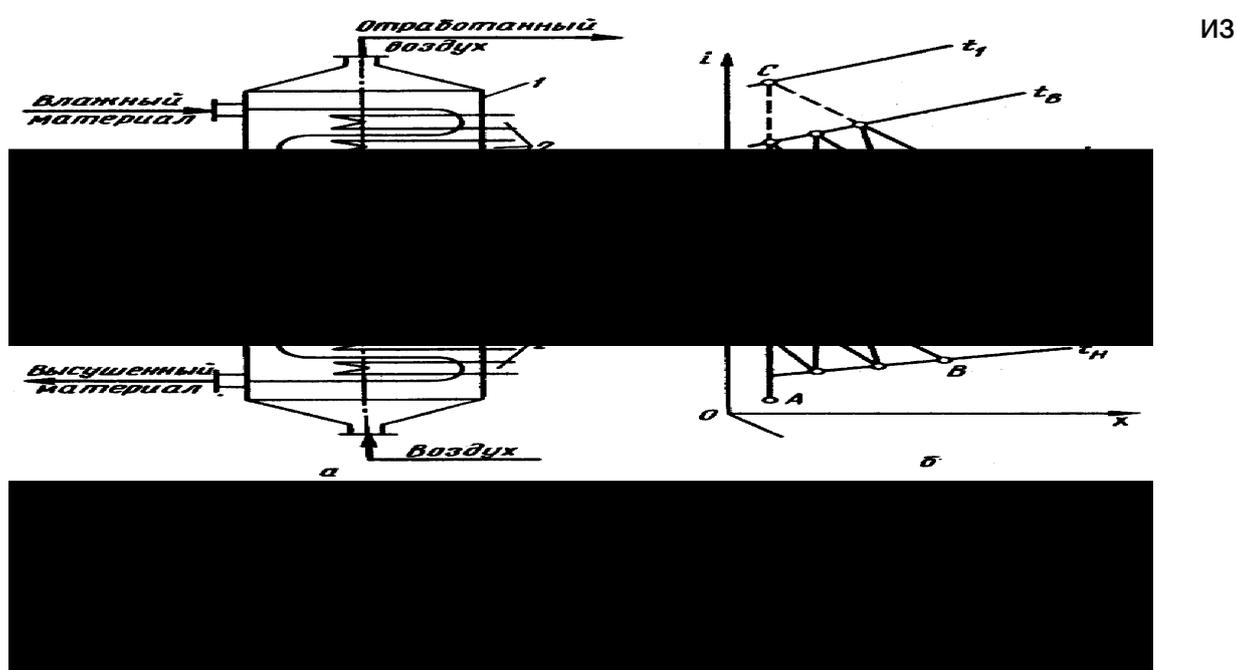
Рис.3.23. Процесс в сушилке с подогревом воздуха в сушильной камере. Процесс ABC соответствует случаю, когда в сушилку введено такое количество теплоты, которое компенсирует потери в окружающее пространство.

Одним из промежуточных положений линий сушки будет линия B_1C , которая совпадает с изотермой, проходящей через точку C. В этом случае процесс будет протекать при постоянной температуре. Часть теплоты в этом случае будет введена в калорифер, а остальная часть в сушилку.

Данный вариант сушильного процесса имеет то преимущество, что может протекать при низкой температуре. Это важно при работе с материалами, которые при высоких температурах разлагаются.

Б) Сушилка с многократным промежуточным нагреванием воздуха.

Температура сушильного агента может быть снижена при сушке с промежуточным подогревом воздуха (рис.9.10). Воздух, отработанный в первой камере, направляется в первый промежуточный подогреватель; подогретый воздух поступает во вторую сушильную камеру и т.д. Вертикальные отрезки AB_1 , C_1B_2 , C_2B_3 и C_3B_4 изображают подогрев в основном и в трех промежуточных подогревателях, когда воздух, выходящий



камер, имеет температуру t и $\Delta=0$. Удельный расход воздуха в этой сушилке будет $1/(x_2 - x_0)$, а удельный расход теплоты $q = (i_2 - i_0)/(x_2 - x_0)$.

Рис.3.24. Схема сушилки с многократным промежуточным подогревом воздуха (а) и изображение процесса

Расход воздуха и теплоты мог бы быть таким же в нормальном процессе сушки ABC (пунктирные линии рис.3.23.), но только при значительно более высокой температуре. Такую схему применяют для сушки пищевых материалов, не выдерживающих высоких температур (макаронные изделия, сушки и т.д.).

В) Сушилка с частичной рециркуляцией отработанного воздуха.

Исходный воздух (точка А рис.3.25.), смешивается с частью отработанного воздуха (линии АС и ВС), затем смесь нагревается в калорифере до температуры сушки t_c и взаимодействует с высушиваемым материалом. Конечные параметры воздуха определяет точка В. По сравнению с сушкой при однократном проходе воздуха, для этого варианта характерны пониженная температура воздуха при сушке t_c вместо t_k , повышенное начальное влагосодержание x_c вместо x_n и большая линейная скорость газа в сушилке. Эти параметры зависят от кратности смешения $n = l / L$.

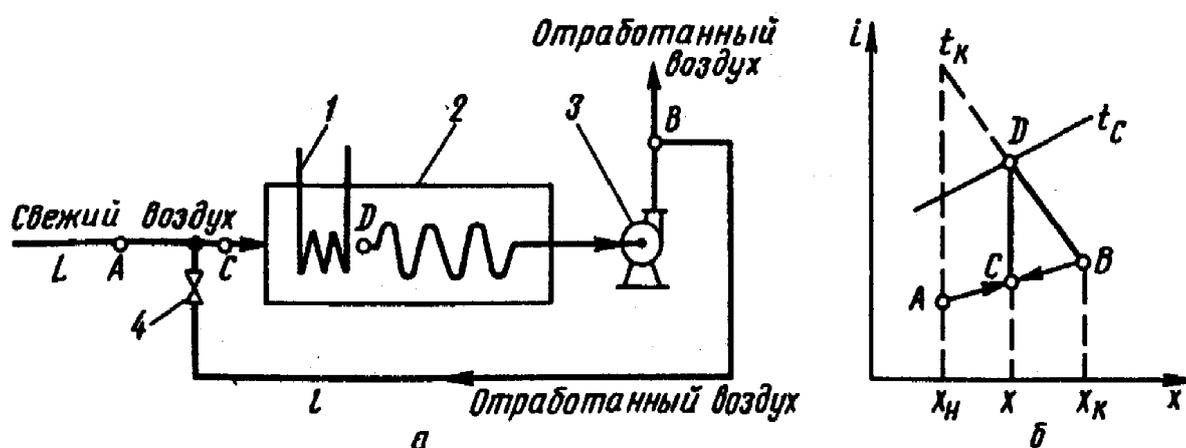


Рис.3.25. Схема сушилки с возвратом отработавшего воздуха (а) и изображение процесса на i - X диаграмме (б).

Расходы теплоты будут одинаковы как и в сушилке без циркуляции. Однако этот процесс обеспечивает мягкий режим сушки (пастила, мармелад, макарены). В этом случае высокое парциальное давление водяных паров в циркулирующем воздухе уменьшает движущую силу процесса, что ведет к его замедлению. Этот вариант позволяет очень точно и гибко регулировать влажность и температуру воздуха в сушилке.

Г) Сушилка с частичной рециркуляцией отработанного воздуха

и промежуточным нагревом.

Является сочетанием описанных выше вариантов. Для этого варианта характерны пониженная температура воздуха, повышенное начальное влагосодержание и относительная влажность воздуха, большая линейная скорость газа в сушилке за счет увеличения количества циркулирующего воздуха в сушилке.

3.2.6. Конструкции сушилок

Сушилки, применяемые в пищевой промышленности, отличаются разнообразием конструкций и подразделяются по способу подвода теплоты (конвективные, контактные и т.д.); по виду используемого теплоносителя (воздух, газ, пар, топочные газы); по величине давления в сушилке (атмосферные и вакуумные); по способу организации процесса (периодического и непрерывного действия); по схеме взаимодействия потоков (прямоточные, противоточные, перекрестного и смешанного тока).

Конвективные сушилки, среди которых простейшими являются камерные (Рис.3.26), представляют собой корпус, внутри которого находятся

вагонетки. На полках вагонеток помещается влажный материал. Теплоноситель нагнетается в

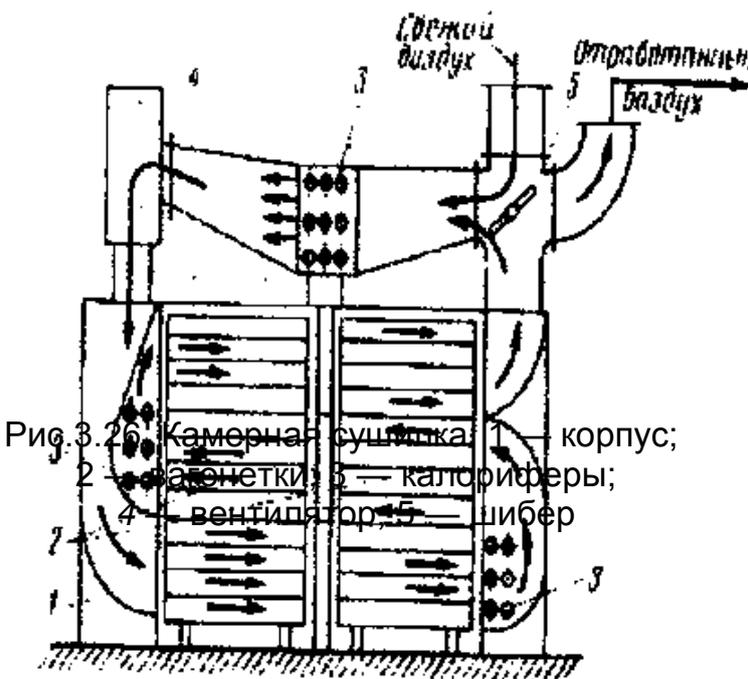


Рис. 3.26. Камерная сушилка: 1 — корпус; 2 — вагонетки; 3 — калориферы; 4 — вентилятор; 5 — шиббер

сушилку вентилятором, нагревается в калорифере и проходит над поверхностью высушиваемого материала или пронизывает слой материала снизу вверх. Часть отработанного воздуха смешивается со свежим воздухом. Эти сушилки периодического действия работают при атмосферном давлении. Они применяются в малотоннажных производствах для сушки материалов при невысоких температурах в мягких условиях. Камерные сушилки имеют низкую производительность и отличаются неравномерностью сушки продукта.

фруктов, макарон и других продуктов. По организации процесса эти сушилки относятся к сушилкам непрерывного действия. Сушилки представляют собой удлиненный прямоугольный корпус, в котором перемещаются по рельсам тележки с высушиваемым материалом, расположенным на полках тележек. При этом время пребывания тележек в сушильной камере равняется продолжительности сушки. Сушка материала достигается за один проход тележек. Свежий воздух засасывается вентилятором и поступает, нагреваясь в калориферах, в сушилку. Перемещение тележек происходит с помощью толкателя. Сушилка имеет самоотворяющиеся двери.

Туннельные сушилки (Рис.3.27.) применяются для сушки сухарей, овощей,

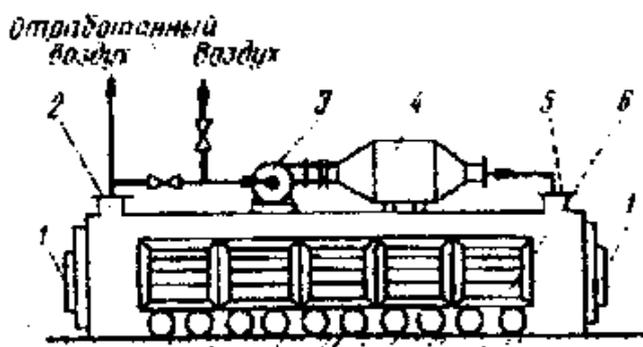


Рис.3.27. Туннельная сушилка:
1 — двери; 2 — газоход; 3 — вентилятор;
4 — калорифер; 5 — корпус;
6 — тележки с материалом

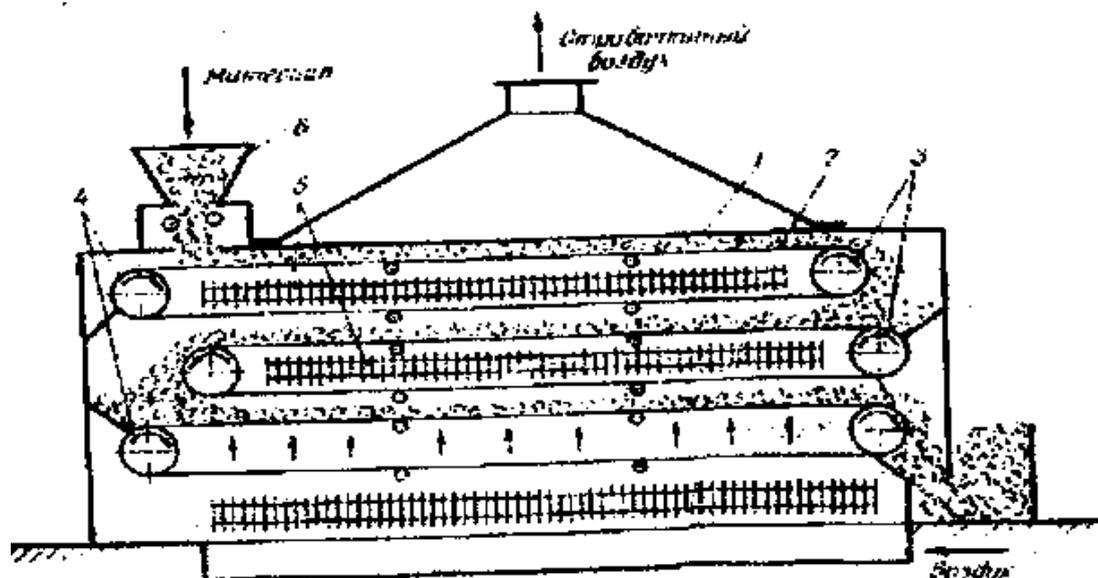
Горячий воздух взаимодействует в сушилке с материалом в прямоходе либо в противотоке. В ряде случаев в туннельных сушилках возможно осуществить рециркуляцию воздуха и его промежуточный подогрев в сушильной камере. Калориферы и вентиляторы

могут устанавливаться на крыше сушилки, сбоку или в туннеле под сушилкой. Отработанный воздух из сушилки выбрасывается через газоход.

Ленточные многоярусные конвейерные сушилки применяют для сушки макаронных изделий, сухарей, фруктов, овощей, крахмала и др. Влажный материал загружается через верхний загрузочный бункер, как показано на Рис.3.28. или боковой и поступает на верхний перфорированный ленточный конвейер, на котором перемещается вдоль сушильной камеры, и затем пересыпается на нижерасположенный конвейер. С нижнего конвейера высушенный материал поступает в разгрузочный бункер или на приемный конвейер.

Пересыпание материала с ленты на ленту способствует его перемешиванию, что, в свою очередь, увеличивает скорость сушки.

Для того чтобы материал направленно пересыпался с вышерасположенного конвейера на нижерасположенный, устанавливаются



направляющие лотки.

Рис.3.28. Ленточная сушилка:

1 — корпус- 2 —ленточный конвейер; 3 — ведущие барабаны; 4 — ведомые барабаны; 5 — калориферы; 6 — бункер с загрузочным устройством

Воздух нагнетается вентилятором, проходит через калорифер и направляется в сушильную камеру, где пронизывает слой материала на каждой перфорированной ленте. Для промежуточного подогрева воздуха под лентами каждого конвейера находится калорифер, выполненный из оребренных труб.

Ленточные сушилки бывают прямоточными и противоточными. Такие сушилки могут изготавливаться с рециркуляцией воздуха. За счет промежуточного подогрева и рециркуляции воздуха в ленточных сушилках достигаются мягкие условия сушки.

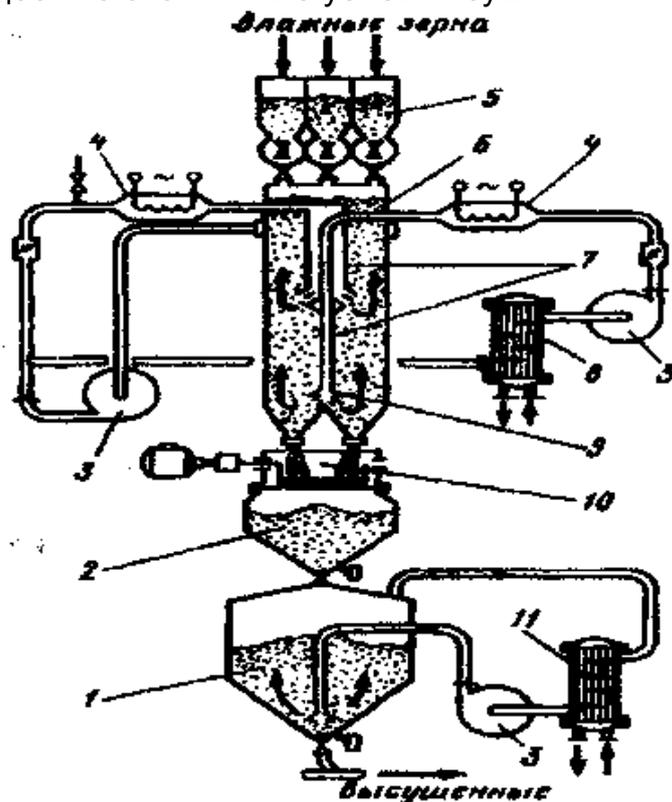


Рис. 3.29. Шахтная сушильная установка для

сушки зерновых материалов:

1 — бункер-холодильник; 2 — промежуточный бункер; 3 — газодувки; 4 — калориферы; 5 — бункер; 6 — шахта; 7 — трубы для подвода теплоносителя; 8 — холодильник-конденсатор; 9 — жалюзи; 10 —

Шахтные сушилки с движущимся слоем (Рис.3.29.) применяются для сушки зерновых сыпучих материалов. По оси сушилки расположены трубы для подачи теплоносителя. Трубы оканчиваются жалюзи для равномерного распределения теплоносителя по сечению сушилки. Система подвода и циркуляции теплоносителя разделяет объем сушилки на две зоны. В первой зоне используется теплота теплоносителя, выходящего из второй зоны. В первой зоне удаляется в основном поверхностная влага, во второй — внутренняя. Предварительно теплоноситель, поступающий во вторую зону, может подвергаться осушке в конденсаторе второй зоны. В верхней части сушилки оба потока объединяются и подаются газодувкой

сушилки. Выгрузка высушенного

материала осуществляется непрерывно полочным дозатором.

Сушилки с псевдооживленным слоем являются аппаратами непрерывного действия и применяются как для удаления поверхностной и слабосвязанной влаги, так и для удаления связанной влаги из мелкозернистых и зерновых материалов. Сушилки с псевдооживленным слоем изготавливаются вертикальными и горизонтальными с одной или несколькими секциями. Схема односекционной сушилки представлена на Рис.3.30. Влажный материал непрерывно подается в сушилку. Теплоноситель, нагнетаемый вентилятором, нагревается в калорифере и поступает в сушилку под газораспределитель-

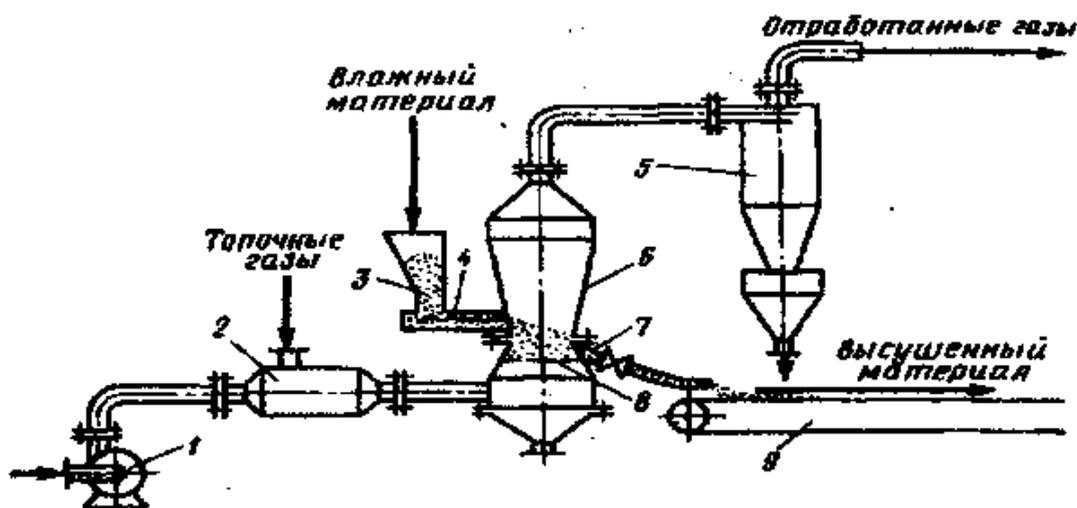


Рис.3.30. Односекционная сушилка с псевдооживленным слоем:
1 — вентилятор; 2 — калорифер, 3 — бункер; 4 — шнек; 5 — циклон;
6 — корпус сушилки; 7 — выгрузный патрубок;
8 — газораспределительная решетка; 9 — конвейер

тельную решетку. Сушка материала происходит в зоне сушилки, примыкающей к газораспределительной решетке. Высушенный материал удаляется из сушилки через патрубок. Отходящие из сушилки газы очищаются от пыли в циклоне и выбрасываются в атмосферу. Недостатком односекционных сушилок является неравномерность сушки материала. Для повышения равномерности сушки применяют многосекционные сушилки. Секционирование аппаратов достигается делением с помощью перегородок всего объема аппарата, а значит, и слоя материала на ряд горизонтальных секций вертикальными перегородками или на вертикальные секции горизонтальными перфорированными перегородками.

Вибросушилки применяются для сушки плохоожижаемых материалов: влажных тонкодисперсных, полидисперсных, комкующихся и т. д., которых в промышленности большинство. Воздействие на слой дисперсного материала низкочастотных колебаний интенсифицирует тепломассообменные процессы в слое и открывает широкие возможности для создания высокоэффективных сушилок перекрестного тока, приближающихся по полю распределения температур и концентраций к аппаратам идеально вытеснения.

Виброаэропсевдооживленный (виброкипящий) слой может быть создан в аппаратах разнообразных конструкций: вертикальных, горизонтальных и лотковых.

Наибольшее применение нашли лотковые сушилки, наклонные под небольшим углом к горизонту (Рис.3.31). Привод сушилки состоит из маятникового двигателя — вибратора направленного действия с регулируемым деба-лансом.

Наибольшее практическое значение для проведения тепломассообменных процессов имеет Виброаэропсевдооживленный слой, образуемый одновременно потоком газа через слой и низкочастотной вибрацией.

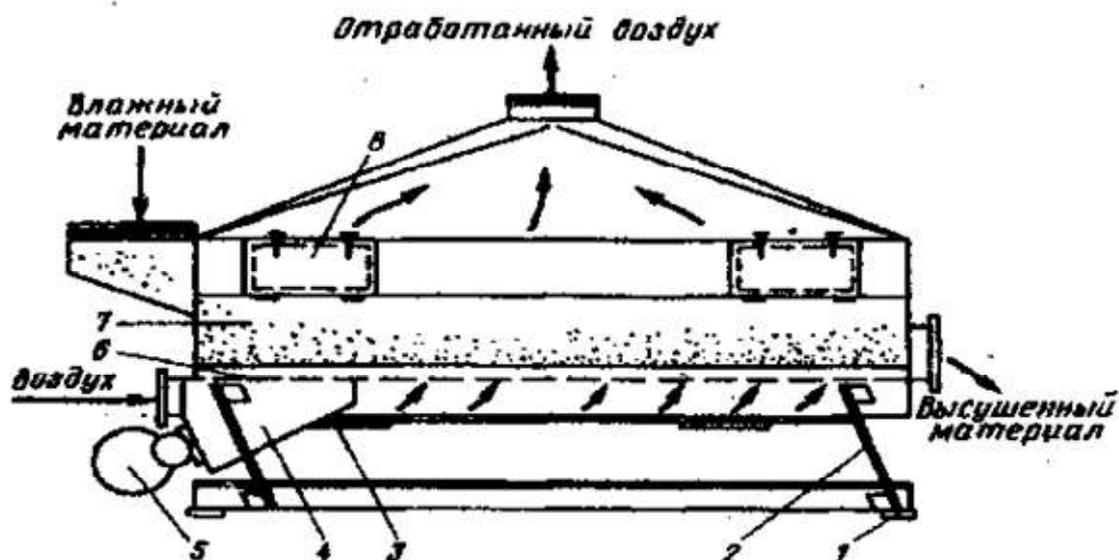


Рис.3.31. Вибросушилка: 1 — амортизатор; 2 — пружина; 3 — выгрузочный люк; 4 — вибратор; 5 — двигатель; б — газораспределительная решетка; 7 — желоб; 8 — смотровое окно

Вибрационные сушилки применяются для сушки картофельной крупки на картофелеперерабатывающих заводах.

Барабанные сушилки применяются для сушки свекловичного жома, зерно-картофельной барды, кукурузных ростков и мезги, зерна и сахара-песка. Сушка в барабанных сушилках происходит при атмосферном давлении. Теплоносителем являются воздух либо топочные газы.

Барабанные сушилки (Рис.3.32.) имеют цилиндрический полый горизонтальный барабан, установленный под небольшим углом к горизонту. Барабан снабжен бандажами, каждый из которых катится по двум опорным роликам и фиксируется упорными роликами. Барабан приводится во вращение от электропривода с помощью насаженного на барабан зубчатого колеса.

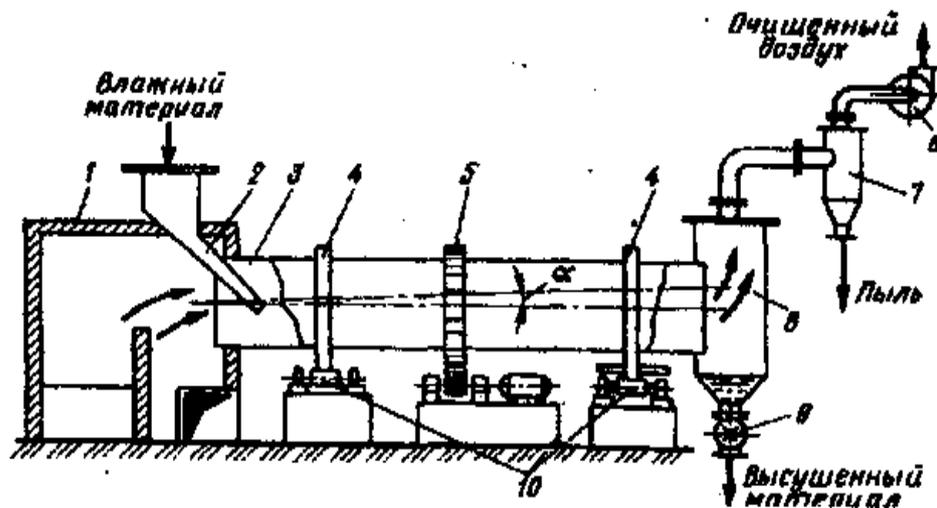


Рис.3.32. Барабанная сушилка: 1—топка; 2—бункер; 3—барабан; 4—бандаж; 5—зубчатое колесо; 6—вентилятор; 7—циклон; 8—приемный бункер; 9—шлюзовой питатель; 10—опорные ролики

Частота вращения барабана не превышает 5—8 мин. Влажный материал поступает в сушилку через питатель. При вращении барабана высушиваемый материал пересыпается и движется к разгрузочному отверстию. За время пребывания материала в барабане происходит его высушивание при взаимодействии с теплоносителем — в данном случае топочными газами, которые ступают в барабан из топки.

Для улучшения контакта материала с сушильным агентом в барабане устанавливают внутренние насадки, которые при вращении барабана способствуют перемешиванию материала и улучшают обтекание его сушильным агентом. Тип насадки выбирается в зависимости от свойств материала.

Газы и материал могут двигаться прямотоком и противотоком. При прямотоке удастся избежать перегрева материала, так как при этом горячие газы взаимодействуют с материалом с высокой влажностью. Чтобы исключить большой унос пыли, газы просасываются через барабан вентилятором со скоростью 2—3 м/с. Перед выбросом в атмосферу отработанные газы очищаются в циклоне.

Вальцовые сушилки (Рис.3.33.) предназначены для сушки жидких и пастообразных материалов: всевозможных паст, кормовых дрожжей и других материалов. Греющий пар поступает в вальцы, вращающиеся навстречу друг другу со скоростью 2—10 мин⁻¹, через полую цапфу, а конденсат выводится через сифонную трубу. Материал загружается сверху между вальцами и покрывает их тонкой пленкой, толщина которой определяется регулируемым зазором между вальцами. Высушивание материала происходит в тонком слое за полный оборот вальцов. Подсушенный материал снимается ножами вдоль образующей каждого вальца. В случае необходимости досушки материала вальцовая сушилка снабжается гребковыми досушивателями.

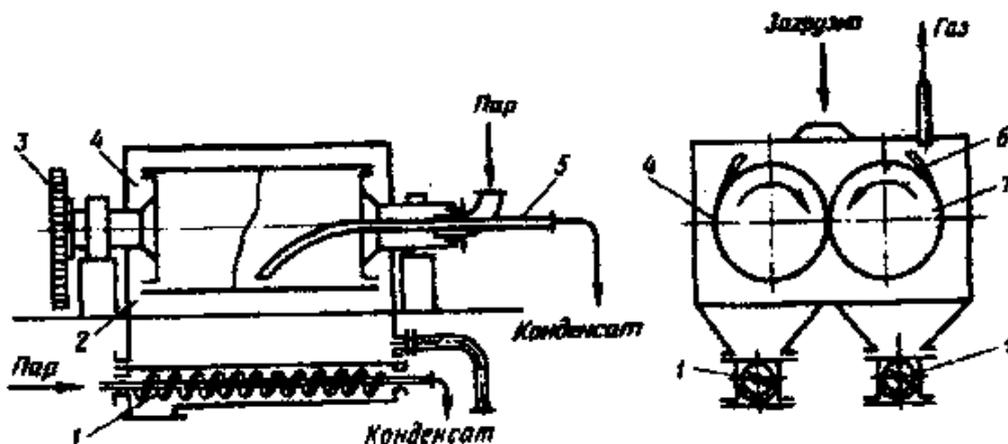


Рис.3.33. Вальцовая сушилка:
1 — досушиватель; 2 — корпус, 3 — привод; 4 — ведущий валец;
5 — сифонная трубка; 6 — нож; 7 — ведомый валец

Распылительные сушилки предназначены для сушки растворов, суспензий и пастообразных материалов. Сушкой распылением получают сухое молоко, мелочно-овощные концентраты, пищевые и кормовые дрожжи, яичный порошок и другие продукты.

Распылительные сушилки представляют собой в большинстве случаев коническо-цилиндрический аппарат, в котором происходит диспергирование материала при помощи специальных диспергаторов в поток теплоносителя. В качестве диспергаторов применяются центробежные распылители, пневматические и механические форсунки.

При непосредственном контакте теплоносителя — воздуха с распыленным материалом почти мгновенно протекает тепло-массообменный процесс. Продолжительность пребывания материала в сушилке не превышает 50 с. Достоинством распылительных сушилок является возможность использования теплоносителей с высокой температурой даже для сушки термолабильных материалов. Однако распылительные сушилки имеют сравнительно небольшой удельный съем влаги в пределах до 20 кг/м^3 , большой расход теплоносителя и, как следствие, значительную материале- и энергоемкость.

При механическом методе распыления используются форсунки, в которые жидкость подается при давлениях 7,5—20 МПа.

Сублимационные сушилки применяются для сушки ценных пищевых продуктов, когда к высушенному продукту предъявляются высокие требования в отношении сохранения его биологических свойств при длительном хранении, например мяса в замороженном состоянии, овощей, фруктов и других продуктов. Сублимационная сушка проводится в глубоком вакууме при остаточном давлении 133,3—13,3 Па (1,0—0,1 мм рт. ст.) и при низких температурах.

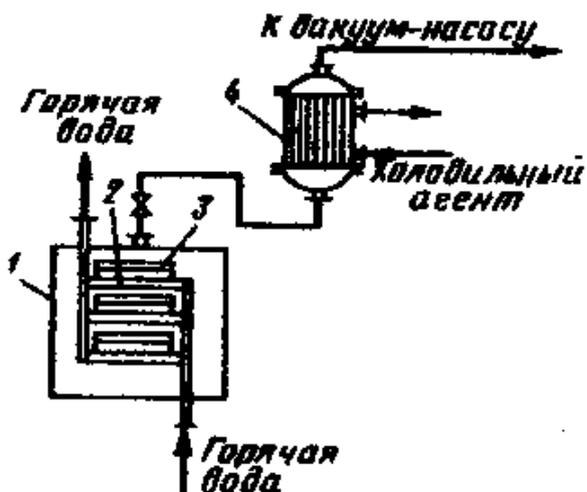


Рис.3.34. Сублимационная сушилка:

- 1 — сушильная камера;
- 2 — плита; 3 — противень;
- 4 — конденсатор-вымораживатель

При сублимационной сушке замороженных продуктов находящаяся в них влага в виде льда переходит непосредственно в пар, минуя жидкое состояние. Перенос влаги в виде пара от поверхности испарения происходит путем эффузии, т. е. свободного движения молекул пара без взаимных столкновений друг с другом. Сублимационная сушилка (Рис.3.34.) состоит из сушильной камеры (сублиматора), в которой расположены пустотелые плиты, и конденсатора — вымораживателя. В плитах циркулирует горячая вода. Высушиваемый материал в противнях размещается на плитах. Противни имеют специальные бортики, которые обеспечивают воздушную прослойку между плитами и противнями. Теплота от плит к

противням передается за счет радиации. Образовавшаяся при сушке паровоздушная смесь из сублиматора поступает в конденсатор — вымораживатель — кожухотрубчатый теплообменник, в межтрубчатом пространстве которого циркулирует хладагент — аммиак. Конденсатор - вымораживатель включается в циркуляционный контур с испарителем аммиачной холодильной установки и соединяется с вакуум-насосом, предназначенным для отсасывания несконденсировавшихся газов. В трубах конденсатора происходят конденсация и вымораживание водяных паров. Обычно сублимационные сушилки имеют два попеременно работающих конденсатора: в то время как в одном конденсаторе происходят конденсация и замораживание, другой размораживается для удаления льда. Удаление влаги из материала протекает в три стадии. На первой стадии при снижении давления в сушильной камере происходят самозамораживание влаги и сублимация льда за счет теплоты, отдаваемой материалом. При этом удаляется до 15 % всей влаги. Во второй стадии — сублимация, при которой удаляется основная часть влаги. На третьей стадии — тепловой сушки удаляется оставшаяся влага.

По энергоемкости сублимационная сушка приближается к сушке при атмосферном давлении.

Терморadiационная сушилка применяется, например, для термообработки зерновых материалов, таких, как фасоль, горох, ячмень и др. При сушке инфракрасными лучами теплота для испарения влаги подводится термоизлучением. Генератором, излучающим теплоту, являются специальные лампы или нагретые керамические или металлические поверхности.

При сушке термоизлучением на единицу поверхности материала в единицу времени приходится значительно больше теплоты, чем при сушке нагретыми газами или при контактной сушке. Процесс сушки значительно ускоряется. Так, продолжительность сушки инфракрасными лучами тонкослойных материалов сокращается в 30—100 раз.

На Рис.3.35. представлена схема радиационной сушилки с излучателями, обогреваемыми газами.

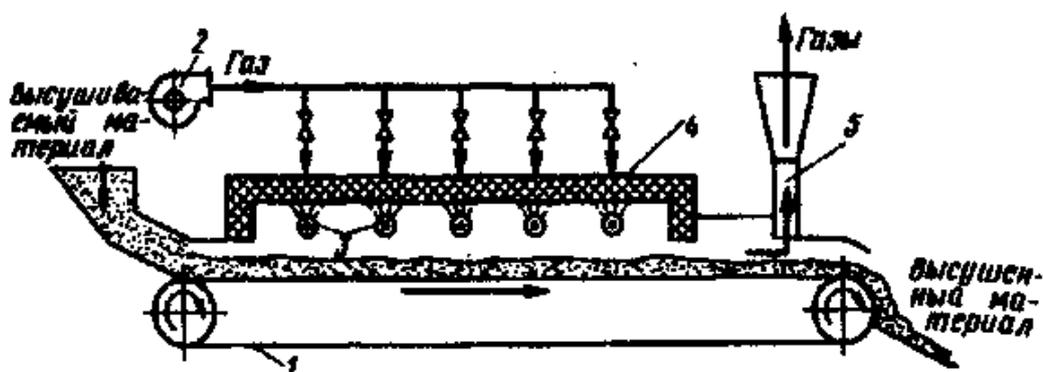


Рис.3.35. Радиационная сушилка: 1—конвейер; 2—газодувка; 3—газовые горелки; 4—излучатель; 5—выхлопная труба

Газовые радиационные сушилки проще по конструкции и дешевле сушилок, оборудованных лампами. Излучатели нагреваются газом, сжигаемым непосредственно под излучателями, или же топочными газами, поступающими внутрь излучателей. Выбор излучателей определяется свойствами высушиваемого материала.

Для интенсификации сушки сушилки должны работать в осциллирующем режиме, чтобы термодиффузионный поток влаги, направленный за счет температурного градиента внутрь материала, не препятствовал диффузии влаги с поверхности (см. раздел «Кинетика сушки»).

Высокочастотные сушилки в последнее время нашли применение для выпечки толстослойных изделий, например тортов. При высокочастотной сушке возможно регулировать температуру и влажность не только на поверхности, но и по толщине материала.

СВЧ-сушилка (Рис.3.36.) состоит из лампового высокочастотного генератора и сушильной камеры, внутри которой находится ленточный конвейер. Переменный ток из сети 50 Гц поступает в выпрямитель, а затем в генератор, где преобразуется в переменный ток высокой частоты. Этот ток подво-

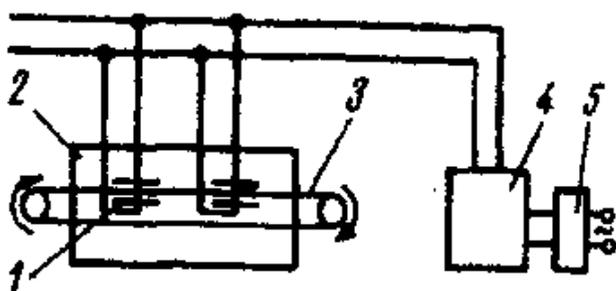


Рис.3.36. СВЧ-сушилка:
1 — пластина конденсатора;
2 — сушильная камера;
3 — ленточный конвейер;
4 — ламповый высокочастотный генератор; 5 — выпрямитель

дится к пластинам конденсатора, которые расположены с обеих сторон ленточного конвейера. Под действием поля высокой частоты ионы и электроны материала меняют направление движения синхронно с изменением знака заряда пластин конденсатора. Дипольные молекулы получают вращательное движение, а неполярные поляризуются за счет смещения их электрических зарядов. За счет этих процессов в материале выделяется теплота и материал нагревается. Изменяя напряженность электрического поля, можно регулировать скорость сушки.

При высокочастотной сушке требуются высокие удельные расходы энергии (2,5—5 кВт · ч на 1 кг испаренной влаги). Конструкция сушилок является более сложной и дорогой, чем конвективных и контактных. Поэтому высокочастотные сушилки целесообразно применять для термообработки дорогостоящих пищевых продуктов.

3.3. ПРОЦЕССЫ ЭКСТРАКЦИИ И РЕКТИФИКАЦИИ

Сущность и назначение процесса экстракции

Экстракция представляет собой извлечение одного или нескольких компонентов из растворов или твердых тел с помощью растворителя (**экстрагента**), обладающего избирательной способностью растворять только те компоненты, которые необходимо выделить.

При экстракции из твердого тела (**экстрагирование, выщелачивание**) имеются две фазы: жидкая и твердая. При **экстракции** из жидкости обе фазы жидкие. Процесс экстракции возможен только при условии тесного контакта фаз между собой.

Экстрагирование в пищевой промышленности имеет большое значение при производстве растительных масел; при получении ликеров, настоек, фруктовых эссенций и т.д. Экстракция из жидкости находит применение при производстве молочной кислоты и др. пищевых кислот из ферментированных растворов. В общественном питании также широко используется процесс экстракции. Варка и жарка продуктов, как правило, сопровождаются экстрагированием тех или иных веществ из продукта в воду или жир. Приготовление чая или кофе - типичный процесс экстрагирования из твердых веществ (водой) компонентов, обуславливающих вкус и запах этих напитков.

3.3.1. Экстракция из жидких систем

В общем виде экстракцию из жидких систем можно представить следующим образом. В жидкости **А** растворен компонент **В**. Это означает, что имеется двухкомпонентный раствор **А+В**. Если к этому раствору добавить растворитель (экстрагент) **Д**, который не растворяется и не смешивается с жидкостью **А**, но хорошо растворяет в себе компонент **В**, то компонент **В** будет переходить в растворитель. Концентрация компонента **В** в жидкости **А** при этом будет уменьшаться. В реальных условиях компонент **В** не полностью перейдет в экстрагент **Д**, какая-то его часть останется в жидкости **А**. Таким образом, компонент **В** будет находиться в жидкости **А** и в экстрагенте **Д**.

Распределение компонента **В** в жидкости **А** и в экстрагенте **Д** характеризуется соотношением:

$$\varphi = \frac{C_D}{C_A}, \quad (3-59)$$

где: φ - опытный коэффициент распределения, зависящий от свойств жидкой системы, температуры и концентрации;

C_D - концентрация компонента **В** в растворителе **Д**, кг/кг;

C_A - концентрация компонента **В** в жидкости **А**, кг/кг.

Эффективность экстракции увеличивается с повышением значения φ , которое должно быть больше единицы.

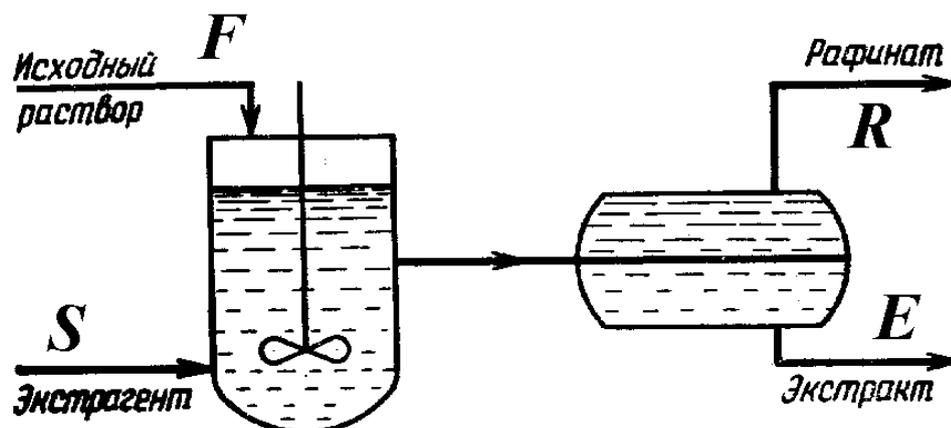
В зависимости от цели проведения процесса могут применяться следующие **методы экстракции**:

однократное извлечение;

многоступенчатое извлечение с подачей свежего растворителя на каждую ступень;

многоступенчатое извлечение с использованием одного растворителя.

Наиболее простым методом экстракции является однократное извлечение (рис.3.37). Исходный раствор F и растворитель S перемешиваются в смесителе, выдерживаются определенное время, обусловленное технологическими показателями, после чего разделяются на



экстракт E и рафинат R в отстойнике.

При достаточной продолжительности процесса содержание извлекаемого компонента в конечных продуктах будет приближаться к значениям равновесной концентрации.

Материальный баланс этого метода экстракции в общем виде будет выглядеть следующим образом:

$$F + S = E + R. \quad (3-60)$$

Материальный баланс процесса по ключевому компоненту:

$$FX_F + SX_S = EX_E + RX_R, \quad (3-61)$$

где: X_F , X_S , X_E , X_R - массовая доля ключевого компонента в соответствующих растворах.

После преобразований из последнего уравнения рассчитывают концентрации получаемого рафината, экстракта и степень извлечения целевого компонента, соответственно:

$$X_R = X_F / (1 + bm);$$

Рис.3.37. Схема установки для проведения однократного извлечения.

$$X_E = m X_F / (1 + bm); \quad (3-62)$$

$$\varphi = \varepsilon / 1 + \varepsilon.$$

где: $m = X_E^* / X_R^*$ - коэффициент распределения - отношение распределения равновесных содержаний целевого компонента в экстракте к равновесному содержанию ключевого компонента в рафинате; $b = S/F$ - массовое соотношение фаз; $\varepsilon = bm$ - экстракционный фактор.

Величина экстракционного фактора имеет важное технико - экономическое значение. Оптимальные значения данного фактора находятся

в пределах от 1,2 до 2,0. Эти значения соответствуют низкому содержанию целевого компонента в рафинате и относительно низкой стоимости регенерации получаемого экстракта. Одним из недостатков данного метода является низкая степень извлечения целевого компонента из исходного раствора.

С целью получения рафината с высокой степенью очистки применяют метод многократного извлечения с использованием свежего растворителя. При данном методе образуется несколько экстрактов с различным содержанием целевого компонента, при этом используется экстрагент, который не требует регенерации и обладает малой стоимостью.

Наиболее часто в промышленности применяется метод многократного извлечения с использованием одного растворителя, который преследует цель - получение высококонцентрированного экстракта с максимальным извлечением целевых компонентов из исходного раствора. Данный метод осуществляется противоточно в системе смесителей - отстойников или в колонных аппаратах.

Конструкции экстракторов

По принципу организации процесса экстракторы делятся на аппараты периодического и непрерывного действия.

По принципу действия экстракторы подразделяют на ступенчатые и дифференциально - контактные.

В свою очередь ступенчатые экстракторы делят на смешительно-отстойные и ящичные аппараты. Ступень таких аппаратов представляет собой совокупность смесителя и отстойника.

К группе дифференциально - контактных аппаратов относят колонные экстракторы. Наибольшее распространение из них получили распылительные, тарелочные и насадочные аппараты (аппараты без подвода внешней энергии), а также роторно-дисковые, пульсационные, центробежные аппараты (аппараты с подводом внешней энергии).

3.3.2. Экстрагирование из твердых тел

Процесс экстрагирования в общем виде включает четыре основные стадии:

- проникновение экстрагента в поры частиц твердого тела;
- растворение целевого компонента;
 - перенос экстрагируемого вещества из глубины твердой частицы к поверхности раздела фаз (**внутренняя диффузия**);
 - перенос извлекаемого вещества от поверхности раздела фаз вглубь экстрагента (**внешняя диффузия**).

Движущей силой процесса является разность концентраций целевого компонента в жидкости, заполняющей поры твердого тела, и в основной массе экстрагента, находящегося в контакте с поверхностью твердых частиц.

В соответствии с механизмом экстрагирования процесс переноса целевого компонента из глубины твердого тела к поверхности раздела фаз осуществляется за счет молекулярной диффузии.

Основным законом молекулярной диффузии является закон Фика, устанавливающий связь между плотностью диффузионного потока j и градиентом концентрации dc/dn на выделенной в пространстве поверхности dF :

$$j = -D(dc/dn), \quad (3-63)$$

D - коэффициент молекулярной диффузии, м²/с.

Знак "-" в правой части уравнения показывает, что вектор плотности диффузионного потока и вектор градиента концентраций направлены в противоположные стороны. Коэффициент молекулярной диффузии зависит от структуры твердого тела, температуры и концентрации растворимых частиц вещества.

Перенос вещества от поверхности раздела фаз вглубь экстрагента характеризуется коэффициентом массоотдачи β . Плотность диффузионного потока j от поверхности раздела фаз к жидкости выражаются уравнением **Ньютона -Рихмана**:

$$j = \beta(\bar{C}_n - C'), \quad (3-64)$$

где: \bar{C}_n - концентрация извлекаемого вещества на поверхности твердого тела, %мас.; C' - концентрация ключевого компонента в экстрагенте, %мас.

Важнейшими факторами, влияющими на величину коэффициента массоотдачи являются: режим течения жидкости, физические (диффузионные) свойства жидкости, форма и размеры частиц твердого тела, а также конструктивные особенности экстрактора, в котором протекает процесс.

Кинетические коэффициенты молекулярной диффузии D и массоотдачи β характеризуют две различные стороны процесса. Коэффициент диффузии отражает только диффузионные свойства материала твердых частиц и имеет одинаковую величину независимо от того, где осуществляется процесс. На коэффициент массоотдачи значительное влияние оказывает конструкция аппарата. Этот фактор используется для оценки конструктивного совершенства аппарата или отдельных его элементов. С этой целью первоначально определяют в лабораторных условиях коэффициент диффузии, а по известному коэффициенту диффузии определяют величину коэффициента массоотдачи.

Процесс массопередачи, т.е. процесс переноса вещества из одной фазы в другую через разделяющую их поверхность, описывается уравнением нестационарной диффузии:

$$dc/dn = D(\partial^2 c / \partial x^2 + \partial^2 c / \partial y^2 + \partial^2 c / \partial z^2). \quad (3-65)$$

Для математического описания процесса экстрагирования последнее выражение интегрируют. После преобразований интеграл уравнения нестационарной диффузии принимает следующий вид:

$$Z = (\bar{C} - C') / (\bar{C}_n - C') = \sum_{n=1}^{\infty} B_n \exp \left[-\mu_n^2 Fo \left(\frac{q + S}{q} \right) \right], \quad (3-66)$$

где: \bar{C}_n - начальная концентрация извлекаемого вещества в твердой частице, % мас.; \bar{C} - средняя концентрация целевого компонента в твердой частице в определенный момент времени, % мас.; C' - средняя концентрация целевого компонента в экстрагенте в определенный момент времени, % мас.; μ_n - табулированная величина, которая является функцией критерия Bi_o ;

$Bi = \beta R / D$ - критерий Bi_o ;

$Fo = D \tau / R$ - диффузионный критерий Фурье;

R - определяющий геометрический размер, м;

q - соотношение расходов твердой и жидкой фаз;

S - коэффициент, зависящий от взаимного направления движения фаз ($S = -I$ - для противотока; $S = I$ - для прямотока);

$B_n = f(Bi)$ - табулированная функция, учитывающая форму твердых частиц.

На эффективность процесса экстрагирования оказывает значительное влияние соотношение расхода твердой и жидкой фаз Q , а также взаимное направление движения взаимодействующих фаз. Эти же величины определяют движущую силу и характер ее изменения.

Наиболее эффективно процесс осуществляется при **противоточном** движении фаз. Главным достоинством противоточного движения является возможность достижения максимальной стенки извлечения целевого компонента из твердой фазы, с одновременным получением высококонцентрированного экстракта.

В случае **прямотока** концентрация ключевого компонента в твердых частицах никогда не станет меньше конечной концентрации экстрагента независимо от продолжительности процесса. В это же время следует отметить, что при противоточном движении фаз коэффициент массоотдачи чаще всего имеет меньшие величины, чем при прямотоке. Это объясняется ухудшением условий смывания частиц жидкостью, что следовательно приводит к уменьшению действительной поверхности частиц, участвующих в процессе.

В промышленных аппаратах, как правило, осуществляется **комбинированный** способ взаимодействия фаз, т.е. на отдельных участках аппарата или в отдельных стадиях процесса наблюдается прямоток (при высоких значениях коэффициента массоотдачи), а весь процесс в целом приближается к противотоку.

Кроме вышеперечисленных способов взаимодействия фаз существуют также процессы идеального смешения по жидкой фазе и процессы в большом объеме жидкости. Однако эти методы в промышленных аппаратах практически не применяются.

Второй фактор - соотношение расхода твердой и жидкой фаз - оказывает не меньшее влияние на скорость экстрагирования. С увеличением массы экстрагента, участвующего в процессе, возрастает движущая сила и увеличивается степень извлечения целевого компонента. Но в то же время снижается содержание извлекаемых веществ в конечном экстракте, увеличиваются габаритные размеры аппаратов при одинаковой производительности. В связи с этим вопрос о выборе соотношения расхода масс должен решаться как оптимальная задача.

Расчет процесса экстрагирования

В процессе экстрагирования сырье, перерабатываемое в пищевой промышленности, существенно меняет механические, теплофизические и другие свойства. Поэтому, в настоящее время получил широкое распространение интервальный метод расчета, который заключается в том, что по продолжительности весь процесс разбивается на 3-20 и большее число интервалов. При этом делается предположение, что на каждом из этих

интервалов значения кинетических коэффициентов D и β , величина соотношения расхода масс q и свойства взаимодействующих фаз остаются постоянными.

Целью расчета процесса экстрагирования являются определение необходимой продолжительности процесса для получения заданной степени извлечения целевого компонента $\zeta = \bar{C}_K / \bar{C}_H$ из твердого тела - прямой (проектный) расчет или определение конечных концентраций в фазах при заданной продолжительности процесса - обратный (проверочный) расчет.

Методика прямого расчета выглядит следующим образом:

1. Выбирают продолжительность интервала.
2. По известным значениям размера частиц R , величинам D и β рассчитывают критериальные уравнения Fo и Bi для каждого интервала.
3. Определяют значение Z .
4. Задаются произвольным значением ζ_H и рассчитывают изменение концентрации на интервале, концентрацию целевого компонента в твердой и жидкой фазах.
5. Определяют предварительную степень извлечения целевого компонента из твердого тела. Если расчетная степень извлечения целевого компонента не соответствует заданной величине, то производят интерполяцию по времени.
6. Выполняют уточненный расчет процесса и определяют конечные концентрации целевого компонента в экстракте и в твердом теле.

Методы интенсификации экстракционного процесса

Скорость протекания процесса экстрагирования, как и любого массообменного процесса, прямо пропорциональна движущей силе процесса и обратно пропорциональна диффузионному сопротивлению.

Увеличить движущую силу процесса можно двумя способами: применением противоточного метода движения взаимодействующих фаз, а также повышением соотношения расхода масс экстрагента и твердых частиц.

Диффузионное сопротивление при экстрагировании складывается из сопротивлений основных стадий процесса: переноса целевого компонента непосредственно в самой частицей от поверхности частицы в окружающую ее жидкость. Для уменьшения диффузионного сопротивления необходимо увеличить величины кинетических коэффициентов диффузии и массоотдачи и, кроме этого, уменьшить размер частиц твердой фазы. Увеличение величины коэффициента диффузии возможно только повышением температуры процесса. Увеличить значение коэффициента массоотдачи можно несколькими способами. В настоящее время наибольшее распространение получили методы, создания режима кипящего слоя, электроимпульсные воздействия, ультразвуковые колебания, вибрация и т.п.

Кроме этого на эффективность процесса влияет также способ подготовки сырья. Кроме измельчения сырья к этим способам можно отнести термохимическое воздействие, увлажнение высушенного сырья, СВЧ - воздействие и ряд других методов, которые улучшают не только диффузионные, но и механические свойства твердых частиц.

Следует отметить, на все вышеперечисленные факторы следует накладывать строгие ограничения, т.к. ускоряя процесс на одной стадии эти факторы могут вызвать значительное снижение скорости на другой стадии. Например, уменьшение размера частиц увеличивает поверхность контакта фаз, однако более плотный слой частиц ухудшает контакт с экстрагентом и замедляет процесс массообмена. Поэтому определение оптимальных режимов ведения процесса необходимо с учетом особенностей строения исходного сырья, изменения его в течение процесса, особенностей аппарата, в котором протекает процесс, условий проведения экстрагирования, и т.д., с тем чтобы свести экономические затраты на получение готового продукта и затраты на вспомогательные операции к минимуму.

Эффективность процесса экстрагирования из твердого продукта обеспечивают следующие условия:

- Правильный подбор типа растворителя. Растворитель должен извлекать из продукта только нужный компонент без посторонних примесей; полностью удаляться из экстрагируемого продукта; не должен вызывать коррозии аппаратуры. В пищевой промышленности в качестве экстрагентов используют воду, бензин, этиловый спирт, ацетон, дихлорэтан.
- Достижение необходимой степени измельчения продукта, что приводит к увеличению поверхности контакта.
- Создание оптимальных температурных условий. Повышение температуры ведет к увеличению скорости внутренней диффузии.
- Создание нужного давления. Повышение давления в системе приводит к увеличению выхода экстрагируемых веществ.
- Достаточное количество растворителя и соблюдение оптимальной продолжительности процесса.

Конструкции экстракторов

В пищевой промышленности получили широкое распространение непрерывно-действующие аппараты, в основном противоточного и комбинированного действия, которые бывают вертикального, горизонтального или наклонного исполнения. В данных аппаратах применяются шнековые, ленточные, ковшовые и ряд других рабочих органов.

Ленточные экстракторы (рис.3.38.) применяются для экстракции масла из семян подсолнечника. Твердая фаза — раздробленные семена перемещаются по ленте тонким слоем, а экстрагент — бензин подается сверху с помощью насосов и орошает находящийся на ленте материал. Процесс осуществляется по сложной комбинированной схеме движения потоков твердого материала и экстрагента: поперечный ток на каждом участке и противоток в целом в экстракторе. Конструкция экстрактора не обеспечивает эффективного взаимодействия твердой фазы с экстрагентом,

экстракция протекает с невысокой скоростью. Для полного извлечения масла требуется несколько ступеней экстракции.

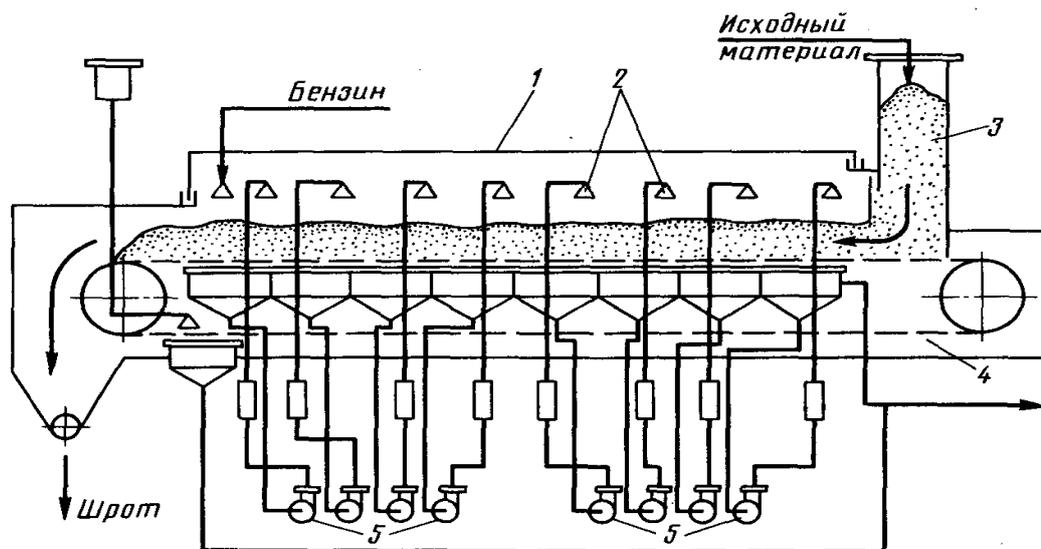


Рис.3.38. Ленточный экстрактор: 1—корпус; 2—сопла;

3—загрузочная шахта; 4—транспортирующее устройство; 5 — насосы

Секционный аппарат. Секционный аппарат (рис.3.39.) представляет собой наклонный U-образный корпус 1, разделенный вертикальными перегородками 6 на последовательно расположенные секции. К перегородке крепится перфорированный направляющий сектор 9, образующий с корпусом и перегородкой дренажно-отжимный канал, который завершается разгрузочным окном. В окне установлена тормозящая перегородка 3, фиксированная пружиной, усилие на которой регулируется.

На горизонтальном валу 7 установлены перемешивающие лопасти 4 и рычаги, на которых укреплены перегрузочные ковши 12. Боковая и задняя стенки ковшей имеют перфорацию.

Для подачи сырья из одной секции в другую к перегородке крепится наклонная направляющая 8, которая с целью индивидуального регулирования производительности каждой секции может поворачиваться.

Аппарат снабжен паровой рубашкой 13 для поддержания заданной температуры, дозатором 2 и контрольно-измерительными приборами (ротаметром, термометрами и др.).

Экстрактор работает следующим образом. Сырье с помощью дозатора подается в первую секцию. С этого момента возникает контакт фаз. В каждой секции сырье лопастями 4 перемещается вдоль оси аппарата в зону действия перегрузочных ковшей, захватывается ими и поднимается выше уровня жидкости. При этом происходит свободный сток жидкости через перфорацию в ковше и направляющем секторе 9 обратно в секцию. При дальнейшем движении ковша материал отжимается между ним и тормозящей перегородкой. Затем ковш преодолевает сопротивление тормозящей

перегородки 3 и материал попадает на наклонную направляющую 5, по которой поступает в следующую секцию.

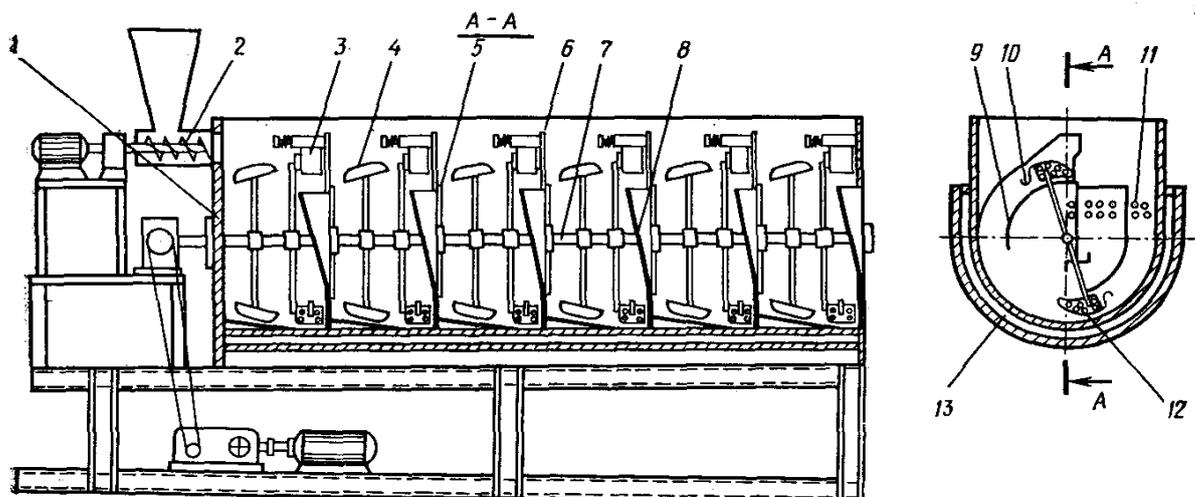


Рис.3.39. Секционный экстрактор: 1 — U-образный корпус; 2 — дозатор; 3 — тормозящие перегородки; 4 — перемешивающие лопасти; 5 — ножи; 6 — перегородки; 7 — вал; 8 — направляющие; 9 — направляющая сектор; 10 — хвостовики; 11 — переточные отверстия; 12 — перегрузочные ковши; 13 — паровая рубашка

К задней стенке ковша прикрепляется хвостовик 10, о который ударяется возвращающаяся в исходное положение тормозящая перегородка. При этом происходит встряхивание ковша и полное отделение от него твердой фазы. В каждой следующей секции цикл контактирования фаз, отжима и перегрузки повторяется. Из последней секции подвергшийся экстрагированию материал выгружается аналогичным образом.

Экстрагент (вода) подается в последнюю секцию и через переточные отверстия 11 в перегородке 6 попадает в предыдущую секцию, так как благодаря наклону корпуса уровень жидкости в каждой последующей секции выше, чем в предыдущей. Аналогичным образом экстрагент переходит далее из секции в секцию, двигаясь навстречу твердой фазе, а экстракт, имеющий максимальную концентрацию, отводится из первой секции. Переточные отверстия в перегородке очищаются ножами 5.

Секционирование и отжатие жидкости в каждой секции существенно снижает степень продольного перемешивания как твердой, так и жидкой фаз. Отжатие на каждой ступени способствует улучшению массообмена на последующей ступени и несколько увеличивает перенос внутри материала. Все это делает аппарат высокоэффективным.

Ковшовые экстракторы. По конструкции делятся на вертикальные и горизонтальные. У экстракторов этого типа имеются ковши с перфорированным днищем, закрепленные на непрерывно движущейся ленте. У вертикальных ковшовых экстракторов (рис.3.40.) материал загружается сверху, в верхний ковш опускающегося ряда и орошается растворителем,

частично обогащенным экстрагирующим веществом после прохождения через поднимающийся ряд ковшей. Проходя через частицы в ковше и перфорированное дно, экстрагент поступает в следующий ковш. Таким образом, в опускающемся ряду ковшей имеет место проточный процесс.

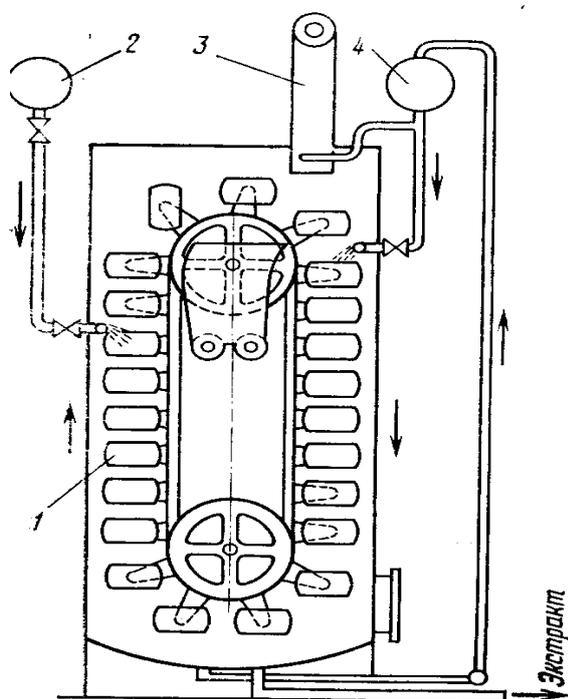


Рис.3.40. Вертикальный ковшовый экстрактор:

1 — ковш; 2 — питатель растворителя; 3 — загрузочное устройство; 4 — питатель для промежуточного экстрагента

Верхний ковш поднимающегося ряда ковшей орошается сверху 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.

Горизонтальные ковшовые экстракторы работают по тому же принципу, что и ленточные: группа ковшей одновременно орошается жидкостью, которая собирается под ковшами и направляется на орошение соседней группы ковшей, расположенной в направлении, противоположном движению транспортера. В отличие от ленточного экстрактора в ковшовом горизонтальном экстракторе используются обе его ветви.

Хотя ковшовые экстракторы и более производительны, чем ленточные, они в полной мере имеют те же недостатки: нарушение противотока, большие габариты, плохое использование объема аппарата.

Двухшнековые наклонные аппараты (рис.3. 41.). Аппарат этого типа представляет собой корытообразный, наклонно установленный корпус с рубашками на внешней поверхности для обогрева аппарата паром. Внутри корпуса, имеющего в поперечном сечении ω -образную форму, расположены два вращающихся навстречу друг другу шнека, опирающихся на ряд равномерно расположенных по длине аппарата подшипников. Витки шнеков частично заходят один за 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 части аппарата имеется колесо с черпаками. Растворитель в аппарат

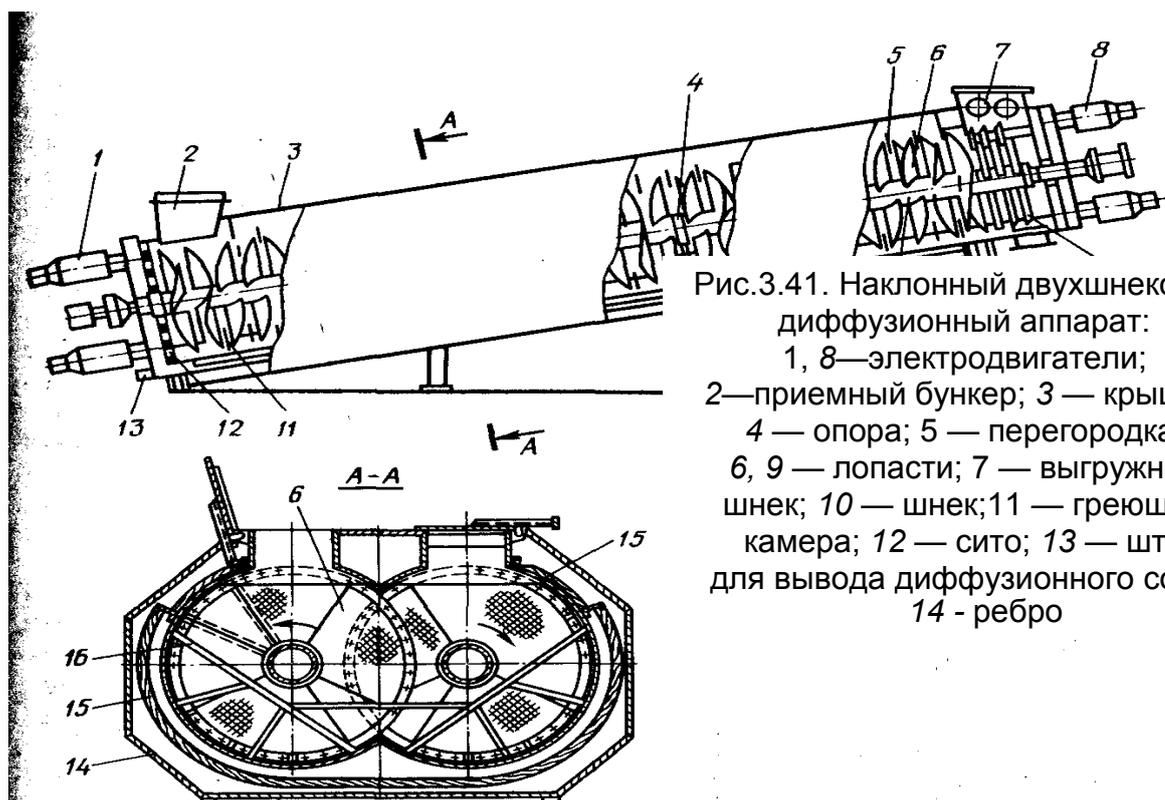


Рис.3.41. Наклонный двухшнековый диффузионный аппарат:
 1, 8—электродвигатели;
 2—приемный бункер; 3 — крышка;
 4 — опора; 5 — перегородка;
 6, 9 — лопасти; 7 — выгрузной шнек;
 10 — шнек; 11 — греющая камера;
 12 — сито; 13 — штуцер для вывода диффузионного сока;
 14 - ребро

тодается специальными поворотными патрубками с соплами в верхней части аппарата над последними витками шнеков.

Двухшнековые наклонные аппараты имеют наименьшую из всех широко применяемых в промышленности типов экстракторов металлоемкость, занимают наименьший объем здания, имеют меньший расход энергии и меньшую стоимость всей установки в сравнении с другими аппаратами такой же производительности. Конструкция их достаточно проста и доступна для эксплуатации и ремонта. Недостатками аппаратов этого типа являются рециркуляция частиц и экстрагента по длине аппарата, значительное дробление твердых частиц и трудности в создании необходимого температурного режима в аппарате, особенно в аппаратах больших размеров.

3.3.3. Сущность процесса и виды ректификации

Одним из наиболее распространенных методов разделения жидких однородных смесей, состоящих из двух или большего числа компонентов, является **перегонка**, которая представляет собой процесс, включающий частичное испарение разделяемой смеси и последующую конденсацию образующихся паров, осуществляемые однократно или многократно. В результате конденсации получают жидкость, состав которой отличается от

состава исходной смеси. Разделение перегонкой основано на различной летучести компонентов смеси при одной и той же температуре. При кипении смеси, состоящей из различных по летучести компонентов, более летучий компонент переходит в паровую фазу в относительно большем количестве, чем менее летучий. Следовательно, в процессе перегонки жидкая фаза обедняется, а паровая фаза обогащается низкокипящим компонентом - **НК**. Неиспарившаяся жидкость имеет состав более богатый труднолетучим или высококипящим компонентом (**ВК**). Эта жидкость называется кубовым остатком, а жидкость, полученная в результате конденсации паров – дистиллятом или ректификатом.

Существует два вида перегонки: простая перегонка и ректификация.

Простая перегонка представляет собой процесс однократного частичного испарения жидкой смеси и конденсации образующихся паров. Простая перегонка применима для предварительного, грубого разделения жидких смесей.

Значительно более полное разделение жидких смесей на компоненты достигается путем ректификации. Ректификация представляет собой процесс многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров. Процесс осуществляется путем контакта потоков пара и жидкости, имеющих различную температуру, и проводится обычно в колонных аппаратах. При каждом контакте из жидкости испаряется преимущественно **НК**, которым обогащаются пары, а из паров конденсируется преимущественно **ВК**, переходящий в жидкость. Такой двухсторонний обмен компонентами, повторяемый многократно, позволяет получить в конечном счете пары, представляющие собой почти чистый **НК**. Эти пары после конденсации в отдельном аппарате дают дистиллят (ректификат) и флегму – жидкость, возвращаемую для орошения колонны и взаимодействия с поднимающимися парами. Пары получают путем частичного испарения снизу колонны остатка, являющегося почти чистым высококипящим компонентом – **ВК**.

Ректификация широко применяется в спиртовой промышленности и в производстве эфирных масел. Пример простой перегонки - получение дистиллированной воды.

Классификация бинарных смесей

В основу теории перегонки положены закономерности перегонки бинарных смесей. Основные законы, управляющие перегонкой бинарных смесей, установлены Д.П. Коноваловым и М.С. Вревским.

В основу классификации бинарных смесей положена функциональная зависимость общего давления паров бинарной системы от состава жидкой фазы. Если на горизонтальной оси (рис.3.42.) отложить содержание НК, а на вертикальной – общее давление паров смеси, то в зависимости от характера смеси линии давления могут иметь тот или иной вид.

Линия 1 соответствует случаю полной нерастворимости компонента. В этом случае общая упругость паров равна сумме давлений паров чистых компонентов до тех пор, пока в жидкой среде имеются оба компонента, например, смесь бензола и воды.

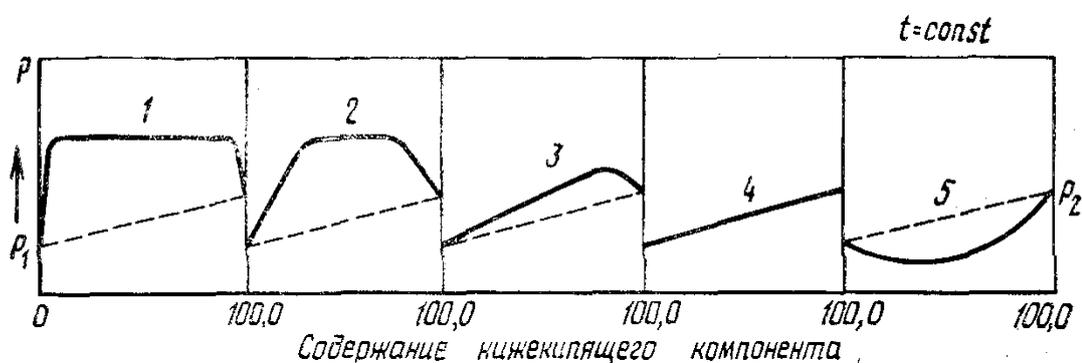


Рис.3.42. Классификация бинарных смесей.
(P_1 и P_2 - давление паров чистых компонентов)

Линия 2 соответствует смеси компонентов, частично растворимых один в другом, например, смесь изобутилового спирта и воды.

Линия 3 соответствует смеси компонентов, полностью растворимых один в другом. Общая упругость пара этих смесей имеет максимум,

отвечающий определенному составу жидкой фазы при данной температуре. К таким смесям относятся смеси этилового спирта и воды.

Линия 4 соответствует предельному случаю, когда компоненты полностью растворяются один в другом, не образуя максимума или минимума. Например, смесь метилового спирта и воды, аммиака и воды.

Линия 5 отвечает случаю полной растворимости компонентов с образованием особой точки, соответствующей минимуму давления, например, смесь воды и муравьиной кислоты.

Смеси, соответствующие линии 4, являются простейшими или идеальными, которые подчиняются закону Рауля: парциальное давление пара компонента P_a равно давлению насыщенного пара этого компонента при данной температуре p_a , умноженному на его мольную долю в жидкости x_a , т.е.:

$$P_a = p_a x_a. \quad (3-67)$$

Растворы, линии давления пара которых отклоняются от прямой, образуются из чистых компонентов с заметным тепловым эффектом. Если сила притяжения молекул неодинаковых компонентов меньше, чем одинаковых, то давление пара смеси будет отклоняться вверх от линии идеальных растворов (линия 3).

Если сила притяжения молекул неодинаковых компонентов больше силы притяжения молекул одинаковых компонентов, кривая пойдет ниже прямой идеальных растворов (линия 5).

Если сила притяжения молекул мала, то жидкая фаза расслаивается на два слоя. Каждый из них посылает молекулы в паровую фазу так, как будто бы он находится в растворе один. В этом случае общее давление паров равно сумме давлений чистых компонентов при данной температуре (линия 1 и линия 2).

Основные законы перегонки

Для двух взаимно растворимых жидкостей правило фаз Гиббса может быть записано так:

$$C = K - \Phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2,$$

(3-68)

где: C – число степеней свободы; K – число компонентов; Φ – число фаз.

Следовательно, из трех независимых параметров, полностью определяющих состояние системы – температуры t , давления P и концентрации C – можно произвольно выбрать любые два; при этом определится значение третьего параметра, которое не может быть произвольным.

Вопрос о составе фаз, находящихся в равновесии, является важнейшим для изучения процессов перегонки. Основные закономерности этих процессов установлены Д.П. Коноваловым, который, исследуя растворы спиртов и органических кислот в воде, установил два основных закона.

Первый закон Д.П. Коновалова сформулирован следующим образом: «Пар, находящийся в равновесии с раствором, всегда содержит в избытке тот компонент, прибавление которого к жидкости повышает общее давление паров над ней или снижает температуру кипения». Иначе говоря, пар обогащается тем компонентом, прибавление которого к жидкости повышает общее давление паров над ней или снижает ее температуру кипения. Этот закон определяет качественный состав паровой фазы. Рассмотрим для примера систему **$C_2H_5OH - H_2O$** . Прибавление к жидкой фазе спирта вызывает в этой системе снижение температуры кипения. Следовательно, при кипении паровая фаза будет обогащаться парами спирта. В случае идеальных растворов это положение будет справедливо для любого состава жидкой фазы.

Для растворов, кривая давления которых имеет максимум или минимум, существует некоторый состав жидкой смеси, при котором выделяющиеся пары имеют тот же состав, что и жидкая фаза. Такая смесь называется нераздельнокипящей или азеотропной. Положение этой смеси на графике $P - x$ устанавливается **вторым законом** Д.П. Коновалова: «В экстремумах давлений пара (или точек кипения) смесей составы жидкой и паровой фаз

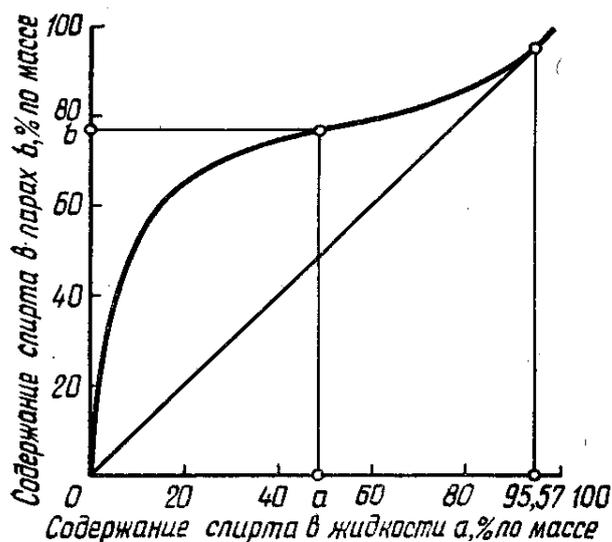


Рис.3.43. Кривая равновесия.

совпадают». К группе нераздельнокипящих смесей относится смесь этилового спирта и воды.

Кривые равновесия

Для изучения процесса перегонки той или другой бинарной смеси необходимо знать состав паровой фазы в зависимости от состава жидкой фазы. Для всех растворов,

кроме идеальных, это соотношение составов определяют опытным путем. Экспериментальные определения дают основания для составления таблиц равновесных составов, которые приводятся в справочниках. Используя данные, можно построить график зависимости состава паровой фазы от состава жидкой фазы (рис.3.43).

Кривая равновесия, изображенная на рис.3.43, строится в координатах $y - x$ (% мол.) или в координатах $b - a$ (% масс.). В соответствии с первым законом Д.П. Коновалова кривая для системы этиловый спирт – вода проходит выше диагонали. Следовательно, пар будет обогащен спиртом по сравнению с жидкой фазой. Однако кривая пересекает диагональ в одной точке в соответствии со вторым законом Д.П. Коновалова. Эта точка показывает состав нераздельнокипящей смеси и является азеотропной точкой. При нормальном давлении нераздельнокипящая смесь этиловый спирт – вода содержит 95,57% масс. спирта при температуре кипения 78,15 °С, при этом же давлении температура кипения этилового спирта равна 78,3°С, а воды - 100°С.

Законы М.С. Вревского

График, изображенный на рис.3.43., построен для изобарических условий. При изменении давления в системе изменяется и положение кривой равновесия. Законы, управляющие изменением равновесия при изменении давления в системе, установлены М.С. Вревским:

1. При повышении температуры кипения (давления) раствора двух жидкостей в парах возрастает относительное содержание того компонента, испарение которого требует большей затраты энергии.

2. При повышении температуры азеотропной смеси, обладающей максимумом давления пара, в смеси увеличивается содержание того компонента, парциальная мольная теплота испарения которого больше, а для смеси с минимумом давления пара – содержание компонента – парциальная мольная теплота испарения которого меньше.

Эти законы указывают направление, в котором сдвигается равновесие при изменении давления в системе.

Понятие о дефлегмации

При образовании пара из жидкой бинарной смеси пары обогащаются низкокипящим компонентом. Рассмотрим обратный процесс – конденсацию паров, содержащих два компонента.

Как это видно из диаграммы равновесия (рис.3.43.), пар, содержащий b (%) низкокипящего компонента, находится в равновесии с жидкостью, содержащей a (%) низкокипящего компонента (НК). Поэтому при частичной конденсации этого пара оставшаяся паровая фаза обогащается низкокипящим компонентом. Такая частичная конденсация, сопровождающаяся изменением состава фаз, называется **дефлегмацией**. Следовательно, дефлегмацией называется конденсация паровой смеси, сопровождающаяся обогащением оставшейся паровой фазы низкокипящим компонентом. Образующаяся при этом жидкая фаза называется флегмой.

Простая перегонка

Перегонку проводят путем постепенного испарения жидкости, находящейся в перегонном кубе. Образующиеся пары отводятся и конденсируются. Если простая перегонка проводится периодически, то в ходе отгонки **НК** содержание его в кубовой жидкости уменьшается. Вместе с тем, изменяется во времени и состав дистиллята, который обедняется **НК** по мере протекания процесса. В связи с этим отбирают несколько фракций дистиллята, имеющих разный состав. Простая перегонка, проводимая с получением конечного продукта разного состава, называется фракционной или дробной перегонкой.

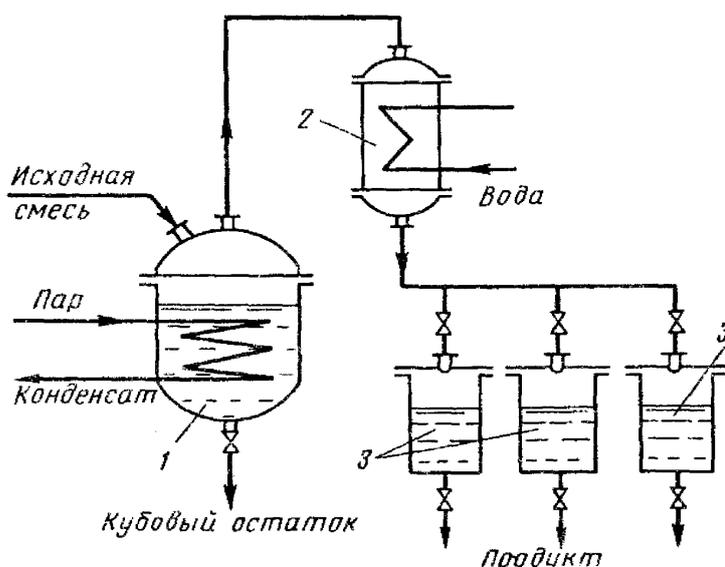


Рис.3.44. Схема установки для фракционной перегонки: 1 – перегонный куб; 2 – конденсатор-холодильник; 3 – сборники фракций дистиллята.

В периодически действующей установке для фракционной перегонки (рис.3.44.) исходную смесь загружают в перегонный куб 1, снабженный змеевиком для нагревания смеси до кипения. Пары отводятся в конденсатор-холодильник 2. Фракции дистиллята поступают в отдельные сборники 3. По окончании операции остаток из куба сливают и загружают вновь разделяемую смесь.

Для составления материального баланса простой перегонки необходимо ввести

следующие обозначения:

L – количество перегоняемой смеси в кубе в данный момент времени, кг

x - концентрация низкокипящего компонента в разделяемой смеси.

Тогда количество НК в жидкой фазе будет равно: Lx .

Пусть за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$ испарится dL кг смеси и концентрация жидкости в кубе уменьшится на величину dx . При этом образуется dL кг пара, равновесного с жидкостью и имеющего концентрацию y^* . Количество НК в паре будет равно dLy^* . Тогда остаток жидкости в кубе составит $(L - dL)$, кг, а ее концентрация будет $(x - dx)$.

Тогда уравнение материального баланса по НК запишется:

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + dLy^* \quad (3-69)$$

Расчет простой перегонки имеет целью определить количество исходной смеси, которое необходимо перегнать, чтобы получить в кубе остаток заданного состава и дистиллят требуемого состава x_{cp} . Средний

состав x_{cp} получаемого дистиллята рассчитывают из уравнения материального баланса по НК:

$$F x_F = W x_W + (F - W) x_{cp}, \quad (3-70)$$

откуда

$$x_{cp} = \frac{F x_F - W x_W}{F - W}. \quad (3-71)$$

Простую перегонку проводят при атмосферном давлении и под вакуумом для снижения температуры кипения смеси.

Простая перегонка с дефлегмацией

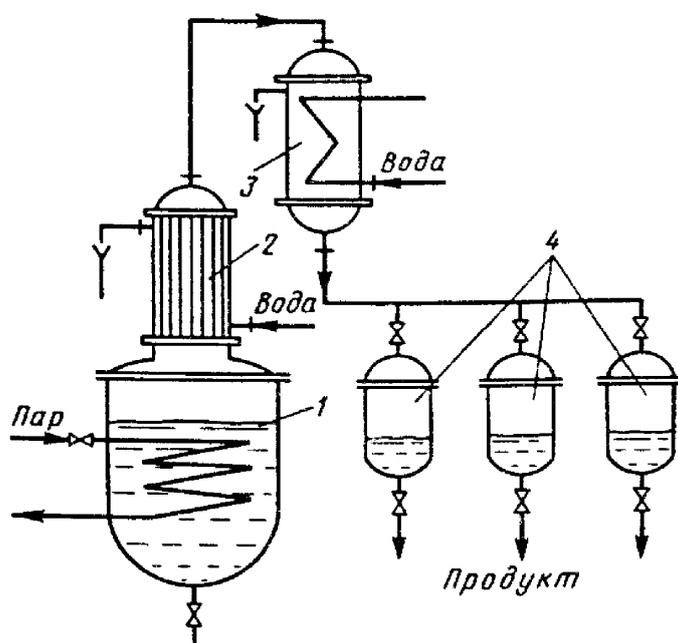


Рис.3.45. Схема установки для простой перегонки с дефлегмацией:

- 1 – перегонный куб; 2 – дефлегматор;
- 3 – конденсатор-холодильник;
- 4 – сборники.

Для повышения степени разделения смеси перегонку осуществляют, дополнительно обогащая путем дефлегмации. Пары из перегонного куба 1 (рис.3.45) поступают в дефлегматор 2, где частично конденсируются. Из пара конденсируется преимущественно ВК и получаемая жидкость (флегма) сливается в куб. Пары, обогащенные НК, направляются в конденсатор-холодильник 3, где полностью конденсируются. Дистиллят собирается в сборники 4. Окончание операции контролируют по температуре кипения жидкости в кубе, которая должна соответствовать заданному по составу остатку, который удаляется из куба.

Ректификация

Простая перегонка не позволяет разделить однородные жидкие смеси на компоненты. Достаточно высокая степень разделения однородных жидких смесей может быть достигнута в результате многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров, т.е. с помощью процесса

ректификации. Сущность процесса ректификации наглядно видна из анализа диаграммы $t-x, y$ (рис.3.46).

Для нагревания исходной смеси состава x_1 до температуры кипения t_1 находящийся в равновесии с жидкостью. При конденсации этого пара образуется жидкость (конденсат) состава $y_1^* = x_2$, которая обогащена НК. Нагрев эту жидкость до температуры t_2 и сконденсировав образовавшиеся пары, получим конденсат состава $y_2^* = x_3$, причем $x_3 > x_2$, т.е. жидкость еще больше обогащается НК.

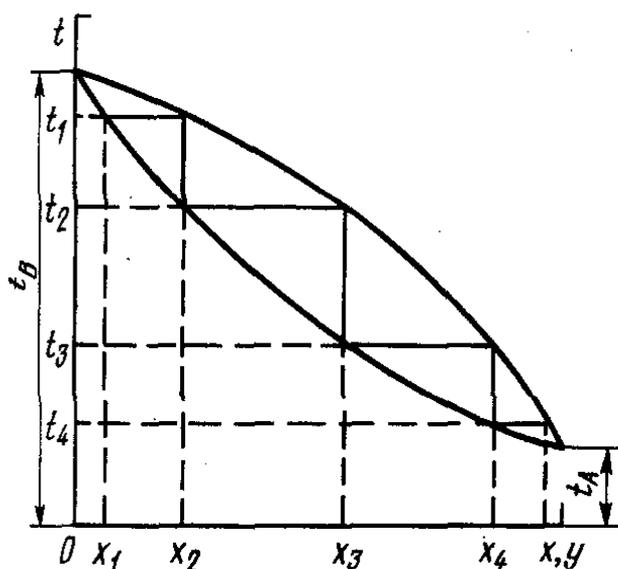


Рис.3.46. Фазовая диаграмма $t-x, y$.

Таким образом, повторяя многократно процессы испарения и конденсации паров, можно получить жидкость, состоящую из НК. Аналогично можно провести процесс обогащения разделяемой жидкости высококипящим компонентом.

В простейшем виде процесс многократного испарения можно осуществить в многоступенчатой установке, в первой ступени которой испаряется исходная смесь. На вторую ступень поступает на испарение жидкость, оставшаяся после отделения паров в первой ступени, в третьей ступени испаряется жидкость, поступившая из второй ступени. Аналогично может быть организован процесс многократной конденсации, при котором на каждую следующую ступень поступают для конденсации пары, оставшиеся после отделения от них жидкости (конденсата) в предыдущей ступени.

Каждая ступень многоступенчатой установки является, в данном случае, как бы аппаратом простой перегонки. Но такие установки отличаются громоздкостью и большими потерями тепла в окружающую среду.

Значительно более экономичное и полное разделение смесей на компоненты достигается в процессах ректификации, проводимых в более компактных аппаратах – ректификационных колоннах.

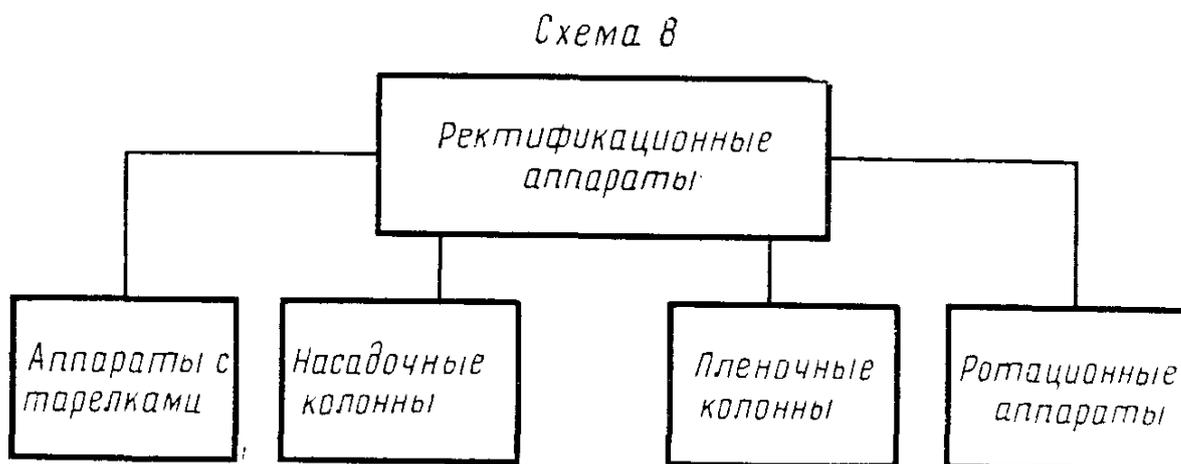
Процесс ректификации осуществляется путем многократного контакта между неравновесными жидкой или паровой фазами, движущимися относительно друг друга. При взаимодействии фаз между ними происходит массо- и теплообмен. В результате каждого контакта компоненты перераспределяются между фазами: пар обогащается НК, а жидкость – ВК. Многократное контактирование приводит к практически полному разделению исходной смеси.

Процессы ректификации осуществляются периодически или непрерывно при различных давлениях: при атмосферном давлении, под вакуумом (для разделения смесей высококипящих веществ), а также под давлением выше атмосферного.

Любая ректификационная установка состоит из колонной части, в которой расположены тарелки или насадки, и кипятильника (куба), представляющего собой кожухотрубчатый или змеевиковый теплообменник, который может быть встроенным в нижнюю часть или вынесенным за пределы колонны. В пищевой промышленности применяют, главным образом, тарельчатые и насадочные колонны.

Конструкции ректификационных аппаратов

Ректификационные аппараты по их конструкции могут быть разделены на следующие основные группы.



Аппараты тарелочного типа получили наибольшее распространение в пищевых производствах. На рис.3.47. представлена ситчатая тарелка с двумя цилиндрическими сливными стаканами. Ситчатые тарелки применяются как для чистых жидкостей, так и для жидкостей, содержащих взвешенные твердые частицы. Для первых отверстия имеют диаметр 2—3 мм, для вторых — 7—8 мм.

В колоннах большого диаметра при течении жидкости на тарелках создается значительная разница между уровнями жидкости при входе и выходе ее с тарелки. Вследствие этого возможен неравномерный проход пара через отверстия в различных точках колонны. Чтобы устранить это явление, тарелки устанавливают с наклоном в сторону течения жидкости; при этом создается одинаковый уровень ее на тарелке.

Существенный недостаток ситчатых тарелок в том, что жидкость на них удерживается только за счет давления пара. Поэтому при падении давления в колонне жидкость проваливается через отверстия тарелок.

Основным достоинством ситчатых тарелок является простота их конструкции.

Колпачковые тарелки имеют различные устройства. Основные типы колпачковых тарелок, применяемых в пищевых производствах, представлены на рис.3.48, 3.49 и 3.50.

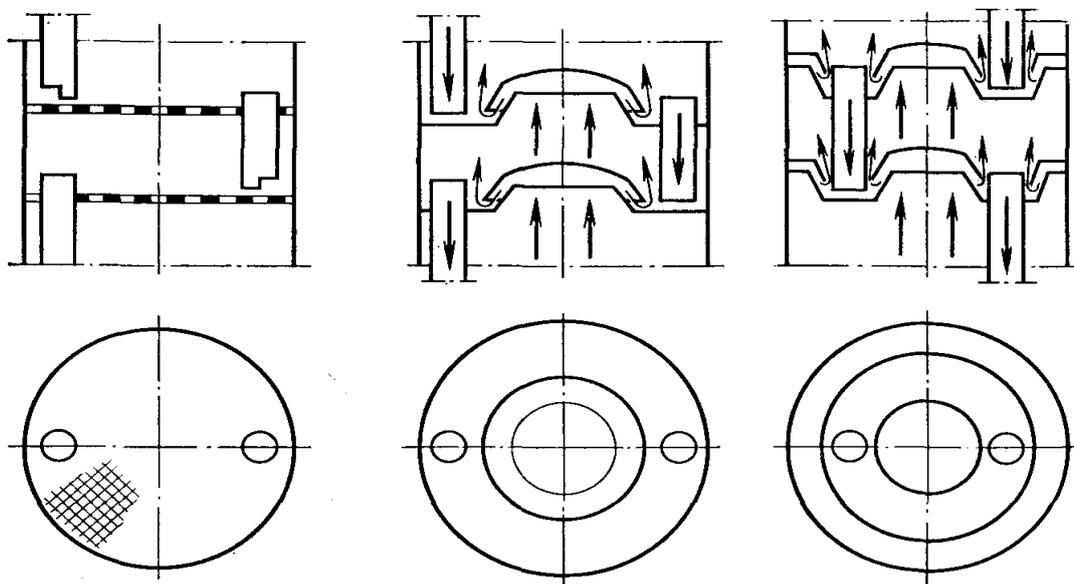


Рис.3.47. Ситчатая тарелка

Рис.3.48. Одноколпачковая тарелка

Рис.3.49. Тарелка двойного действия

На рис.3.48 и 3.49 показаны тарелки, обычно применяемые для перегонки жидкостей, содержащих взвешенные частицы. Тарелка,

изображенная на рис.3.49., отличается тем, что в ней пар барботирует в жидкость с двух сторон: из-под краев колпака и из-под краев воротника. Поэтому жидкость, текущая по узкому кольцевому проходу, вступает в тесный контакт с паром. Такая тарелка называется тарелкой двойного кипячения.

Сливные стаканы, изображенные на рис.3.48 и 3.49, выполняются овального или круглого сечения.

На рис.3.50 изображена многоколпачковая тарелка со сливными перегородками. Благодаря большому периметру барботаж такая тарелка работает более эффективно, чем одноколпачковые тарелки.

Сливные перегородки создают условия для равномерного распределения флегмы на тарелке. Для лучшего диспергирования пара колпачки имеют зубчатые края.

Недостатком тарелок со сливными стаканами являются неодинаковые уровни жидкости на тарелке, так как при течении жидкости на тарелке уровень снижается. Поэтому пар прорывается там, где уровень ниже, и тарелка работает неравномерно.

Получившие распространение за последние годы провальные тарелки лишены этого недостатка. Эти тарелки не имеют сливных стаканов, и жидкая фаза стекает в них через те же отверстия, через которые барботирует пар. Провальная тарелка имеет различное устройство. На рис.3.51. представлена провальная тарелка решетчатого типа. В этой тарелке отверстия имеют прямо угольное сечение. Устраивают также провальные тарелки с круглыми отверстиями.

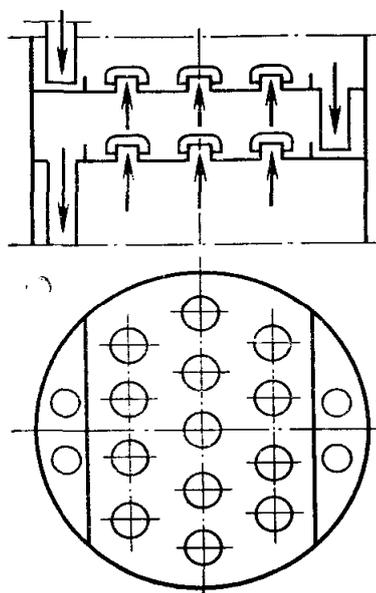


Рис.3.50. Многоколпачковая тарелка

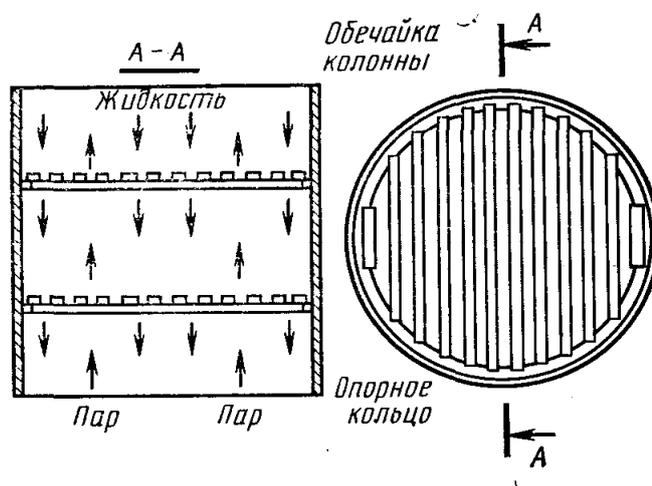
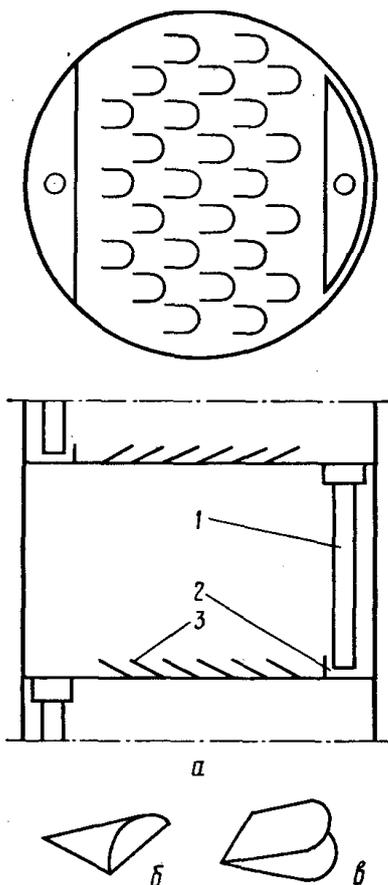


Рис.3.51. Провальная решетчатая тарелка

Для чистых жидкостей ширина щелей 3—4 мм. Расстояние между тарелками 300—600 мм.

Провальные тарелки могут работать с жидкостями, содержащими взвешенные твердые частицы. В этом случае щели должны иметь большую ширину.



Провальные тарелки имеют при одинаковом диаметре большую производительность, чем тарелки со сливными стаканами. Основной их недостаток заключается в том, что они не допускают широкого изменения нагрузки колонны и могут эффективно работать только при некоторой определенной скорости пара.

Из других типов тарелок укажем на тарелки с направленным движением жидкости и пара. В этих тарелках пар направляется в сторону движения жидкости и способствует уменьшению падения уровня жидкости на тарелке. На рис.3.52. представлена чешуйчатая тарелка. В этой тарелке пар поступает через отверстия, имеющие форму чешуек. Тарелки этого типа имеют высокую производительность и очень просты по устройству.

Рис.3.52. Чешуйчатая тарелка: а — общий вид колонны; 1 — сливной стакан, 2 — приемное устройство для слива

Насадочные колонны. Наряду с тарелочными ректификационными колоннами в пищевых производствах применяют насадочные колонны. В них контакт между паром и жидкостью обеспечивается насадкой.

На рис.3.53. изображена схема насадочной колонны периодического действия. Как это видно из схемы, насадка омывается флегмой, распределяемой при помощи форсунки того или другого вида.

Насадочная колонна может работать в пленочном либо в эмульгационном режиме. Установлено, что эффективность насадочной колонны максимальна при работе в режиме эмульгирования.

Между чисто пленочным режимом работы насадочных колонн и режимом эмульгирования имеется переходная зона, в которой уже нарушается чисто пленочный режим, но паровая фаза еще остается сплошной.

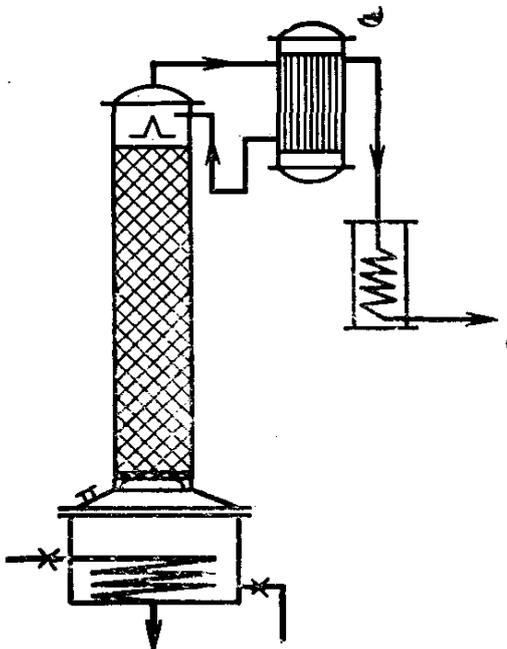


Рис.3.53. Кубовый аппарат с насадочной колонной

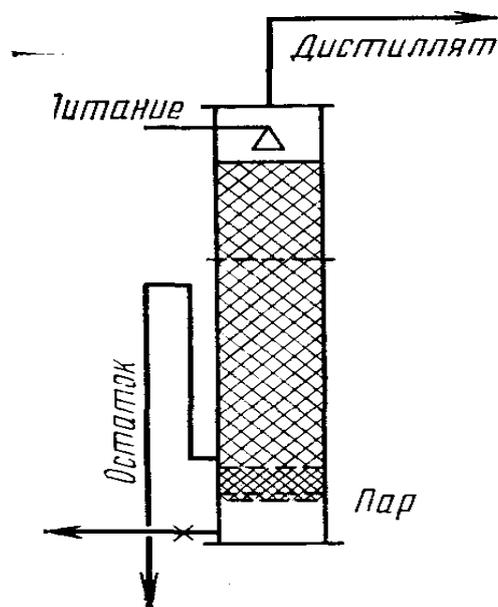


Рис.3.54. Схема насадочной колонны, работающей в режиме эмульгирования

Установлению режима эмульгирования способствует увеличение скорости пара и плотности орошения насадки флегмой. Кроме того, режим эмульгирования может быть создан при помощи специальных приспособлений для отвода остатка из колонны.

На рис.3.54. показана схема колонны истощения, приспособленной для работы в режиме эмульгирования. В этой колонне сток жидкости в нижнюю часть колонны затруднен тем, что на решетке помещен слой мелких цилиндрических колец. Поэтому жидкость отходит по U-образной трубе, высота которой определяет статический уровень жидкости в колонне. Фактически этот уровень будет выше, так как жидкая фаза наполняется диспергированными паровыми пузырями.

При ненормально возросшем расходе пара может случиться, что жидкость начнет увлекаться паром вверх. Эти нежелательные явления называются «захлебыванием» колонны.

Пленочные колонны. На рис.3.55. представлена схема пленочной ректификационной колонны трубчатого типа периодического действия. Основным элементом этой колонны являются трубки 2.

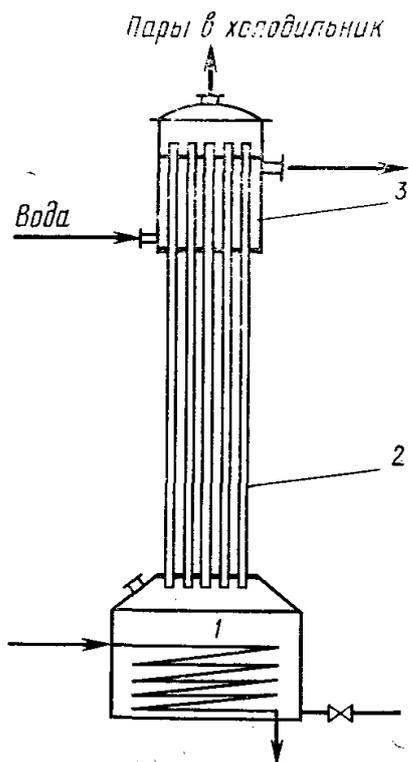


Рис.3.55. Схема пленочной

ректификационной

В эти трубки поступает пар из куба 1, снабженного змеевиком. Флегма образуется в дефлегматоре 3. В верхней части трубок 2 пары конденсируются благодаря охлаждению этих трубок водой, омывающей их наружную поверхность. Таким образом, флегма образуется непосредственно на внутренней поверхности трубок и стекает вниз по трубкам, встречая пар, поднимающийся па-встречу.

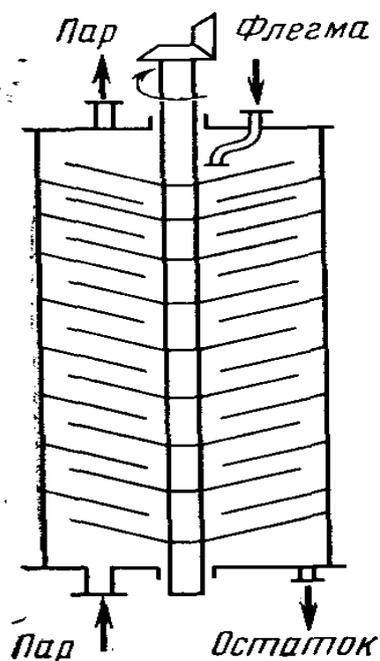
Контакт между паром и жидкостью происходит на поверхности стекающей жидкой пленки. Пары, обогащенные в результате обмена с флегмой нижекипящим компонентом, удаляются из аппарата в верхней части колонны и поступают в холодильник.

Кроме пленочных аппаратов этого типа известны и другие, в которых флегма образуется в отдельно расположенном дефлегматоре и направляется из него в трубчатую колонну. Однако при таком устройстве весьма трудно равномерно распределять флегму по трубкам аппарата.

Эффективность пленочного аппарата зависит от диаметра его трубок. С уменьшением диаметра трубок она возрастает. Диаметр применяемых трубок 5—20 мм. Пленочные аппараты с малым диаметром трубок (6 мм) имеют меньшую высоту, чем насадочные и тарелочные аппараты, при одинаковом укрепляющем эффекте. Эти аппараты получили промышленное применение для перегонки под вакуумом некоторых продуктов парфюмерной промышленности.

Ротационные ректификационные аппараты могут быть разделены на две группы: а) с вертикальным валом; б) с горизонтальным валом. В обоих типах аппаратов для распределения флегмы используется центробежная сила. На рис.3.56. представлена ротационная колонна с вертикальным валом и вращающимися тарелками.

Колонна состоит из конических тарелок двух родов. Первая группа тарелок укреплена на вертикальном валу и вращается вместе с ним с частотой до 250 об/мин. Вторая группа тарелок неподвижна и соединена с кожухом колонны. При работе аппарата флегма центробежной силой отбрасывается на вращающиеся тарелки, с которых она переливается на неподвижные конусы и по ним стекает вниз на нижележащую коническую тарелку. Пар перемещается навстречу флегме, в результате чего между ними создается тесный контакт. Такой аппарат с вертикальным валом имеет высокую разделительную способность.



Ротационные аппараты с горизонтальным валом более сложны по устройству. В этих аппаратах вокруг горизонтальной оси вращается лента, согнутая спиралью. Флегма поступает в центр спирали и центробежной силой прижимается к стенкам спирали, покрывая ее тонкой пленкой. Пар движется навстречу флегме. Фазы соприкасаются на поверхности пленки флегмы. В оценке эффективности такого рода аппарата в литературе имеются разногласия.

Вследствие сложности конструкции эти аппараты в пищевой промышленности применения не получили.

Рис.3.56. Схема ротационной колонны

4. МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Измельчение, классификация и прессование материалов являются механическими процессами, приводящими лишь к изменению формы материала без изменения физико-химических характеристик.

4.1. Измельчение и классификация твердых материалов

Общие сведения

Измельчением называется процесс увеличения поверхности твердых материалов путем их раздавливания, раскалывания, истирания и удара.

Измельчение в пищевой промышленности применяется для увеличения поверхности твердых материалов с целью повышения скорости биохимических и диффузионных процессов при переработке фруктов, овощей и т. д., а также в процессах переработки пищевых отходов.

Измельчение широко применяется в мукомольном, мясном, свеклосахарном, спиртовом, пивоваренном, консервном и других производствах.

Метод измельчения выбирают в зависимости от крупности и физико-механических свойств измельчаемых материалов. На практике часто применяют комбинированные методы измельчения.

Процессы измельчения разделяются на дробление (крупное, среднее и мелкое), измельчение (тонкое и очень тонкое) и резание. Резание

применяется, когда требуется не только уменьшить размер кусков, но и придать им определенную форму.

Изрезанию подвергаются овощи, и фрукты, конфетная и тестовая масса, мясо и другие продукты.

На измельчающих машинах можно проводить различные процессы измельчения, начиная от измельчения глыб и кончая коллоидным измельчением, позволяющим получать продукт с размерами частиц до 0,1 мкм.

Классификацией называется процесс разделения однородного сыпучего материала по величине его частиц. По технологическим требованиям часто требуется направлять на переработку куски (частицы) материалов, размеры которых должны находиться в строго определенных пределах.

Процесс измельчения характеризуется степенью измельчения, т. е. отношением среднего размера куска материала до измельчения d_H к среднему размеру куска после измельчения d^* :

$$i = d_H / d_K \quad (4-1)$$

Обычно куски измельчаемого материала и куски или частицы, получаемые в результате измельчения, не имеют правильной формы. На практике размеры кусков (d_H и d_K) характеризуются размером отверстий сит, через которые просеивают сыпучий материал до и после измельчения.

С целью получения высоких степеней измельчения процесс измельчения проводят в несколько стадий на последовательно установленных машинах.

В зависимости от начальных и конечных размеров наибольших кусков и частиц материала измельчение подразделяется на следующие виды:

Вид измельчения	d_H , мм	d_K , мм
Крупное	1500—200	250—25
Среднее	200—25	25—5
Мелкое	25—5	5—1
Тонкое	5—1	1—0,075
Коллоидное	0,2—0,1	До $1 \cdot 10^{-4}$

Крупное и среднее измельчение проводится сухим способом, а мелкое и тонкое — мокрым способом обычно в воде. При мокром измельчении частицы продукта имеют более равномерную величину. При этом резко снижается образование пыли и упрощается выгрузка готового продукта.

Физические основы измельчения

Измельчение материалов производится раздавливанием, раскалыванием, ударом и истиранием.

При измельчении обычно имеют место несколько сопутствующих видов измельчения. Например, истирание сопровождается раздавливанием, раскалыванием, измельчением за счет ударов.

При истирании материалов образуется большое количество пыли и в ряде случаев имеет место переизмельчение, что иногда недопустимо.

Выбор метода измельчения зависит от крупности и прочности кусков измельчаемых материалов.

Прочные и хрупкие материалы измельчаются раздавливанием и ударом, прочные и вязкие — раздавливанием, вязкие материалы средней прочности — истиранием, ударом и раскалыванием

Измельчение может проводиться в один или несколько приемов, в открытых или замкнутых циклах.

При измельчении в открытом цикле куски материала проходят через измельчающую машину один раз. Если в исходном материале имеется примесь мелочи, то ее предварительно отсеивают. В открытом цикле, как правило, проводят крупное и среднее дробление.

При измельчении в замкнутом цикле после измельчающей машины устанавливается классифицирующее устройство, с помощью которого куски, превышающие установленный конечный размер, вновь транспортируются в измельчающую машину на повторное дробление.

Процессы измельчения связаны с затратой большого количества энергии. Расход энергии на измельчение может быть определен из существующих теорий измельчения.

Поверхностная теория исходит из того, что при измельчении работа расходуется на преодоление сил молекулярного притяжения по поверхностям разрушения материала. Из этой теории следует, что работа, необходимая для измельчения, пропорциональна вновь образующейся поверхности измельчаемого материала.

Объемная теория исходит из того, что при измельчении работа расходуется на деформации материала до достижения предельной разрушающей деформации. Отсюда следует, что работа, необходимая для измельчения, пропорциональна уменьшению объема кусков материала перед их разрушением. Полная работа внешних сил выражается уравнением Ребиндера

$$A = A_d + A_n = K_1 \cdot \Delta V + K_2 \cdot \Delta F, \quad (4-2)$$

где: A_d — работа, затрачиваемая на деформацию объема разрушаемого куска, Дж; A_n — работа, затрачиваемая на образование новой поверхности, Дж; K_1 — коэффициент пропорциональности, равный работе деформирования единицы объема тела; ΔV — изменение объема разрушаемого тела; K_2 — коэффициент пропорциональности, равный работе, затрачиваемой на образование единицы новой поверхности; ΔF — приращение вновь образованной поверхности.

На основании закона Гука работу деформации (в Н·м) материала при сжатии можно определить по соотношению

$$A_d = \frac{\sigma^2 \cdot \Delta V}{2 \cdot E} \quad (4-3)$$

где A_d — уменьшение объема кусков материала в результате перед разрушением, м³; E — модуль упругости материала, Н/м²; σ - разрушающее

напряжение сжатия, Н/м.

Как видно из уравнения (4-3), работа, затрачиваемая на разрушение материала, зависит от разрушающего напряжения и модуля упругости материала.

С учетом (4-3) получим

$$A = \sigma \cdot \Delta V / (2E + K_2 \Delta F). \quad (4-4)$$

В случае крупного дробления с малой степенью измельчения можно пренебречь работой, затрачиваемой на образование новой поверхности, и, учитывая, что $\Delta V \sim D^3$, получим

$$A = K_1 \cdot \Delta V = K'_1 \cdot D^3, \quad (4-5)$$

где D^3 — характерный размер куска.

Уравнение (4-5) выражает гипотезу Кика—Кирпичева: работа дробления пропорциональна объему дробимого куска.

Для дробления с большой степенью измельчения можно пренебречь работой, затрачиваемой на деформирование объема куска. Тогда, учитывая, $\Delta F \sim D^2$,

$$A = K_2 \cdot \Delta F = K'_2 \cdot D^2. \quad (4-6)$$

Это уравнение является выражением гипотезы Риттингера, согласно которой работа дробления пропорциональна величине вновь образованной при дроблении поверхности.

В случае, когда нельзя пренебречь слагаемыми в уравнении (4-2), получают уравнение

$$A = K_3 \sqrt{D^3 D} = K_3 D^{2,5} \quad (4-7)$$

которое носит название уравнения Бонда: работа дробления пропорциональна среднегеометрическому из его объема и поверхности.

Работа, затрачиваемая на резание (резание состоит из двух последовательных стадий: сначала лезвие ножа сжимает материал, а затем перерезает его), может быть выражена формулой акад. В. П. Горячкина

$$A_{\text{полн}} = A_{\text{сж}} + A_{\text{п}},$$

где $A_{\text{сж}}$ — работа, затрачиваемая на сжатие продукта; $A_{\text{п}}$ — полезная работа резания, Дж.

Работа сжатия $A_{\text{сж}} = \mathcal{E} \cdot h_{\text{сж}} / h$, где \mathcal{E} — условный модуль сжатия материала лезвием ножа, Дж; $h_{\text{сж}}$ — высота сжатого слоя, м; h — первоначальная высота слоя материала, м.

Полезная работа $A_{\text{п}} = F_{\text{рез}} \cdot (h - h_{\text{сж}})$ где $F_{\text{рез}}$ — усилие резания.

Обычно пользуются понятием удельное усилие резания, которое представляет собой усилие, отнесенное к 1 м длины лезвия ножа. Так, например, для моркови удельное усилие резания составляет 1400—1600 Н/м, а для картофеля — 600—700 Н/м.

Условный модуль сжатия материала лезвием ножа определяется экспериментальным путем, Его величина зависит от свойств материала, вида ножа, усилия и других факторов.

Лезвие режущего инструмента характеризуется режущей способностью, которая в процессе эксплуатации лезвия уменьшается.

В пищевой промышленности применяются режущие инструменты самых разнообразных форм: прямоугольные, дисковые, ленточные, серповидные и др. Режущие инструменты могут совершать вращательное, возвратно-поступательное, колебательное движение, но могут быть и неподвижными, в то время как изрезаемый материал находится в движении в машине.

Конструкции и работа основных типов измельчающих машин

Все измельчающие машины делятся на дробилки и мельницы. Дробилки применяются для крупного и среднего дробления, мельницы — для среднего, мелкого, тонкого и коллоидного измельчения.

Основные измельчающие машины подразделяются на следующие типы: щековые дробилки, гирационные, молотковые и дробилки ударного действия; протирочные машины; валковые мельницы и бегуны, шаровые и стержневые мельницы, кольцевые, вибрационные, коллоидные мельницы.

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

Ко всем измельчающим машинам предъявляются общие требования:

- равномерность кусков измельченного материала;
- удаление измельченных кусков из рабочего пространства;
- сведение к минимуму пылеобразования;
- непрерывная и автоматическая разгрузка;
- возможность регулирования степени измельчения;
- возможность легкой смены быстро изнашивающихся частей;
- небольшой расход энергии на единицу продукции.

Щековые дробилки измельчают материал путем раздавливания и раскалывания в конической камере, образованной неподвижной и подвижной плитами, которые периодически сближаются. Раздавленный материал выпадает из дробилки во время обратного хода подвижной плиты.

Конструкция дробилки показана на рис.4.1. Щеки дробилки снабжены съемными ребристыми плитами из износостойкой стали. Подвижная щека установлена на неподвижной оси и приводится в колебательное движение от эксцентрикового вала при помощи шатуна, шарнирно связанного рычагами 12

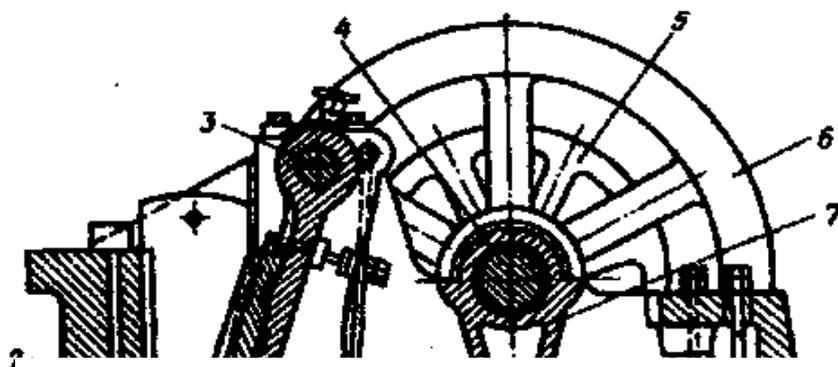


Рис.4.1. Щековая дробилка:

- 1— подвижная щека; 2 — неподвижная щека;
 3—ось подвижной щеки; 4 — эксцентриковый вал;
 5-шкив; 6 -маховик; 7 - шатун;
 в, 11—регулирующие клинья; 9 — пружина;
 10—станина; 12 — рычаги; 13—тяга

с этой щекой и регулировочными клиньями 8 и 11. Перемещением клиньев при помощи болтов регулируют ширину выпускной щели и, следовательно, степень измельчения материала. С помощью тяги 13 и пружины 9 обеспечивается об-

ратное движение щеки. Коленчатый рычаг, образуемый шатуном и распорными плитами, является основой конструкции дробилки и позволяет получать очень большие давления.

Щековая дробилка проста и надежна в работе, однако наличие в ней неуравновешенных качающихся масс требует установки ее на тяжелых фундаментах. Работа дробилки сопровождается сильным пылеобразованием и шумом, а процесс дробления — образованием мелочи.

Гиационные (конусные) дробилки применяются для крупного, среднего и мелкого измельчения. Измельчение происходит путем непрерывного раздавливания и излома кусков материала между конической дробящей головкой и корпусом который имеет форму усеченного конуса (рис.4.2). Дробящая головка установлена в корпусе дробилки с эксцентриситетом, в результате чего она совершает эксцентричное вращательное движение. Когда дробящая головка приближается к одной стороне корпуса, измельченный материал выпадает с противоположной стороны через расширяющуюся в это время кольцевую щель между корпусом и головкой.

Молотковые дробилки применяются, например, для измельчения костей в производстве кормов. Молотковая мельница представляет собой машину ударного действия, имеющую быстро вращающийся диск с шарнирно при-

крепленными к нему молотками (рис.4.3.). Материал поступает в дробилку через бункер и измельчается дробящими молотками, а также за счет ударов о броневые плиты. Измельченный материал удаляется через колосниковую решетку. Размеры отверстий колосниковой решетки определяют размеры измельченного материала.

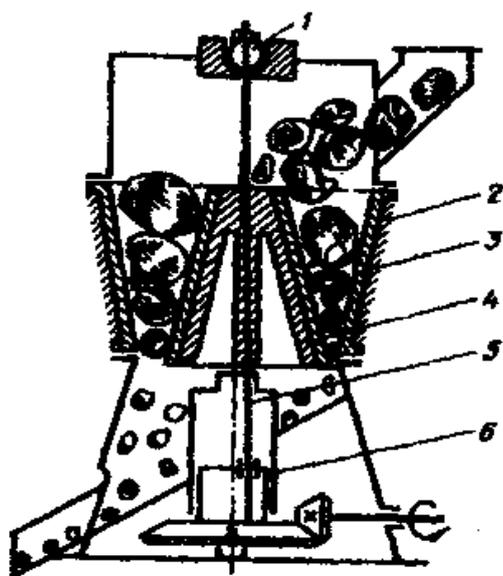


Рис.4.2. Гиационная дробилка:
1 - шаровая опора; 2 - корпус;
3 - броневая плита; 4 - головка;
5 - вертикальный вал; 6 - эксцентрик

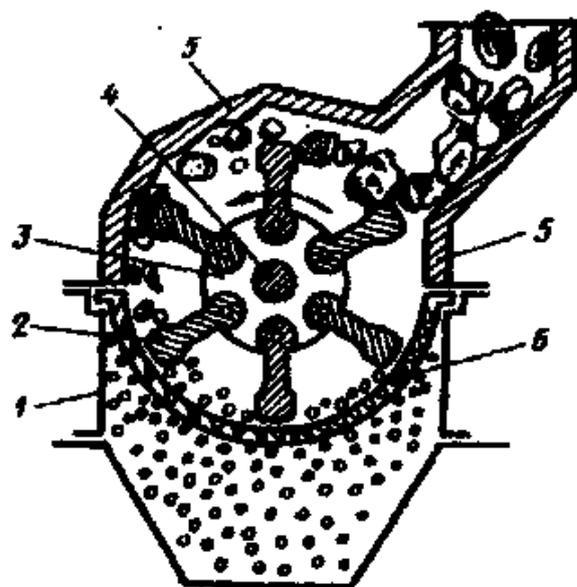


Рис.4.3. Молотковая дробилка:
1 — корпус; 2 — дробящий молоток;
3 - диск; 4 — вал; 5 — броневая плита;
6 - колосниковая решетка

В дезинтеграторах и дисмембраторах на дисках по концентрическим окружностям расположены пальцы-била. Каждый ряд пальцев одного диска расположен с небольшим зазором между двумя рядами пальцев другого диска (рис.4.4).

Материал поступает в машину через загрузочный бункер и измельчается за счет ударов вращающихся пальцев. Измельченный материал высыпается через разгрузочную воронку, расположенную в нижней части машины. Частота вращения дисков 200—1200 мин⁻¹. Производительность таких машин колеблется от 05 до 20 т/ч.

Дисмембраторы в отличие от дезинтеграторов имеют один вращающийся диск. Роль второго диска выполняет крышка мельницы, на внутренней поверхности которой по концентрическим окружностям расположены ряды неподвижных пальцев.

Дисковые мельницы применяются для мелкого и тонкого дробления зерна, солода, жмыха, сухарей и др. Рабочими органами дисковых мельниц являются два вертикальных рифленых диска, один из которых неподвижный, а другой вращается на горизонтальном валу. Измельчаемый материал подается непрерывно в зазор между дисками, где и измельчается. Степень измельчения регулируется величиной зазора между дисками. Окружная скорость дисков при помоле зерна составляет 7—6 м/с.

Молотки, плиты, диски и решетку изготавливают из износостойчивой марганцовистой стали или из углеродистой стали, на которую направляют твердый сплав.

Для измельчения фруктов и ягод и последующего отделения сока от полученной массы применяются дисковые измельчающие машины, скомбинированные с центрифугой. Конструкция одной из них представлена на рис.4.5.

Внутри корпуса на валу установлена дисковая терка, которая приводится во вращение коническим ротором. Сырье загружается через загрузочную воронку в корзину, стенки которой выполнены из сетки и выполняют роль фильтровальной поверхности. Измельченная масса под

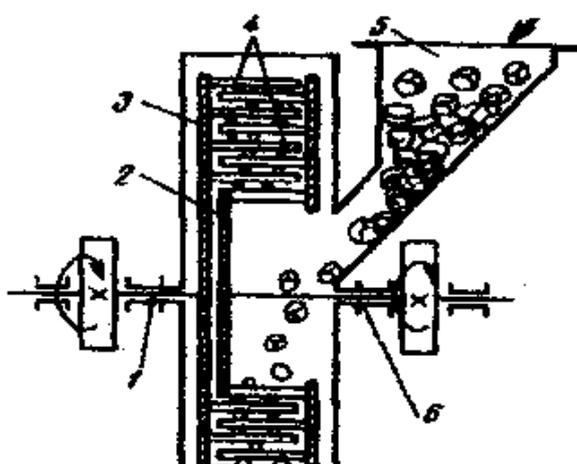
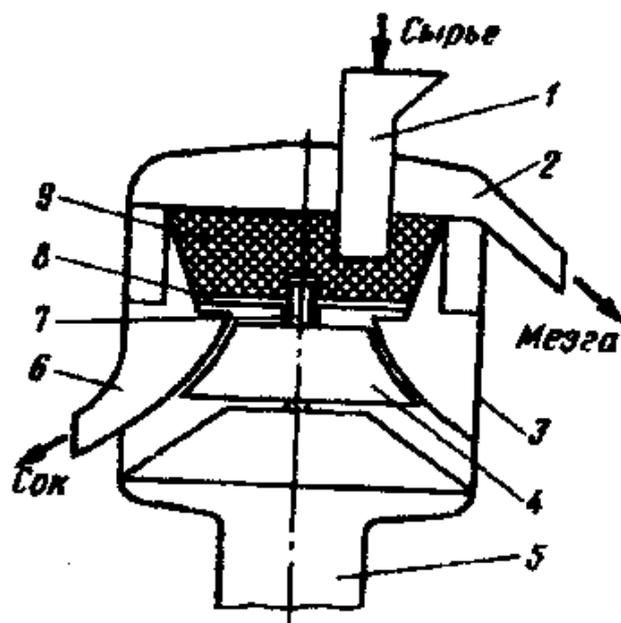


Рис.4.4. Схема дезинтегратора:

- 1, 6 — валы; 2, 3 — диски;
- 4 — пальцы-била;
- 5 — загрузочная воронка;
- 7 — разгрузочная воронка



действием центробежной силы разделяется на сок и мезгу. Сок фильтруется через сетчатые стенки вращающейся корзины и поступает в кольцевое пространство, из которого через выпускной патрубок сливается из измельчителя.

Рис.4.5. Измельчающая машинка для фруктов и ягод:

- 1 - воронка; 2 - патрубок для мезги;
- 3 - корпус; 4 - ротор; 5 - двигатель;
- 6 - патрубок для выхода сока; 7 - вал;
- 8 - измельчающий диск; 9 - корзина

Мезга поступает в пространство под крышкой и оттуда выгружается через патрубок в крышке.

В протирочных машинах для фруктов и овощей отделение сока от мезги происходит за счет протирания через протирочные сита.

Протирочная машина состоит из одной или нескольких протирочных камер. На рис.4.6 показана протирочная машина с одной горизонтальной протирочной камерой. Камера представляет собой цилиндрический корпус, внутри которого расположена перфорированная металлическая решетка. Решетка установлена таким образом, что между ней и корпусом образуется кольцевой канал. По оси корпуса расположен ротор с насаженными на него протирающими лопатками. Между лопатками и решеткой имеется зазор, в котором и происходит измельчение материала за счет удара и истирания, а протирание происходит за счет давления, создаваемого лопатками ротора.

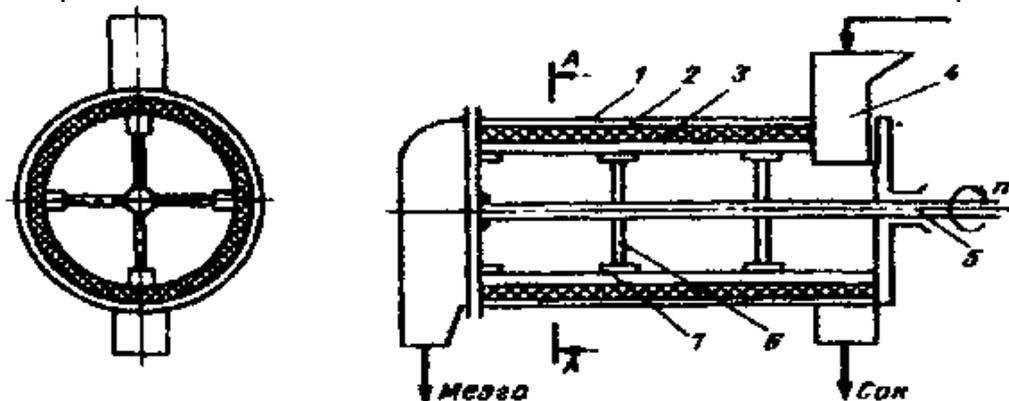


Рис.4.6. Протирочная машина: 1 — корпус; 2 — кольцевой канал; 3 — решетка; 4 — воронка; 5 — ротор; 6 — спица; 7 — лопатка

В машинах с двумя протирочными камерами достигается более высокая степень измельчения сырья за счет установки во второй камере решетки с меньшими проходными размерами.

Валковые мельницы служат для среднего, мелкого и тонкого измельчения. Они применяются в пищевой промышленности для дробления и помола зерна, солода, плодов, жмыха и т. д. Рабочими органами валковой мельницы являются

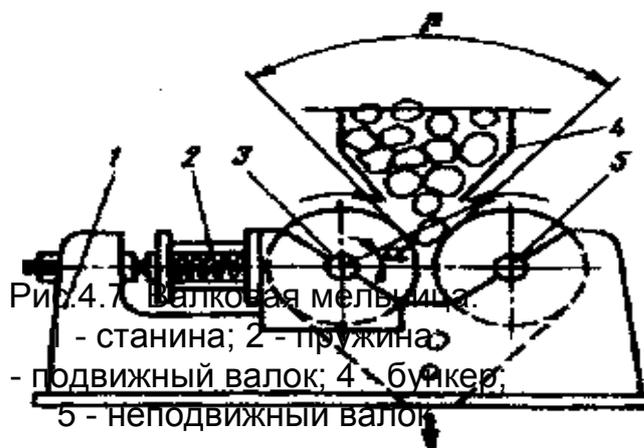


Рис.4.7. Валковая мельница:
1 - станина; 2 - пружина;
3 - подвижный валок; 4 - бункер;
5 - неподвижный валок

горизонтальные валки. Дробилка может иметь один валок, вращающийся вокруг горизонтальной оси параллельно неподвижной рабочей щеке, либо два валка. В первом случае раздавливание материала происходит между неподвижной щекой и вращающимся валком. Парные валки вращаются навстречу один другому, и раздавливание происходит между валками. Поверхность валков может быть гладкой, рифленой и зубчатой.

На рис.4.7 представлена схема валковой мельницы. Подшипники валка 5 неподвижны, а валка 3 — подвижны и удерживаются при помощи пружины 2, что позволяет валку 3 смещаться при попадании в мельницу твердых инородных тел. Размер кусков продукта определяется шириной щели между валками. Загрузка мельницы производится непосредственно из бункера. При вращении валков куски материала захватываются валками и раздавливаются.

Бегуны (рис.4.8) имеют, как правило, два жернова (катки) и чашу, в которую загружается зерно. Жернова закреплены на вертикальном валу и вращаются вместе с ним. Кроме того, жернова одновременно вращаются вокруг

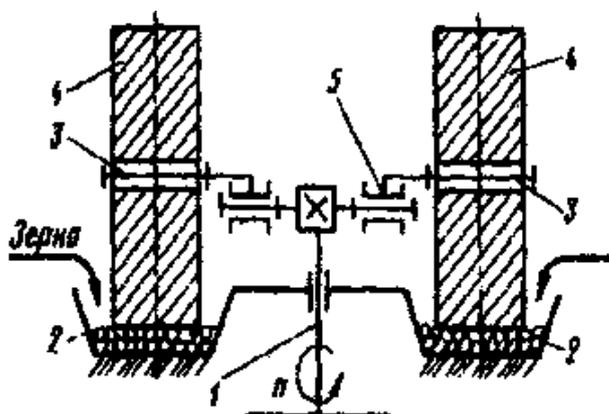


Рис.4.8. Бегуны:
1 — вертикальный вал; 2 — чаши;
3 — горизонтальные оси;
4 — жернова (катки); 5 — кривошип
центробежной силы.

горизонтальных осей за счет трения между поверхностью жерновов и материалом, находящимся в чаше. Измельчение зерна происходит раздавливанием и истиранием при набегании на него жерновов.

Бегуны бывают с неподвижной чашей и вращающимися от привода катками; с вращающейся от привода чашей и свободно вращающимися

катками. Бегуны с вращающейся чашей более быстроходны ($20 - 50 \text{ мин}^{-1}$).

Выгрузка измельченного материала осуществляется автоматически за счет

Шаровые и стержневые мельницы, в которых продукт обрабатывается

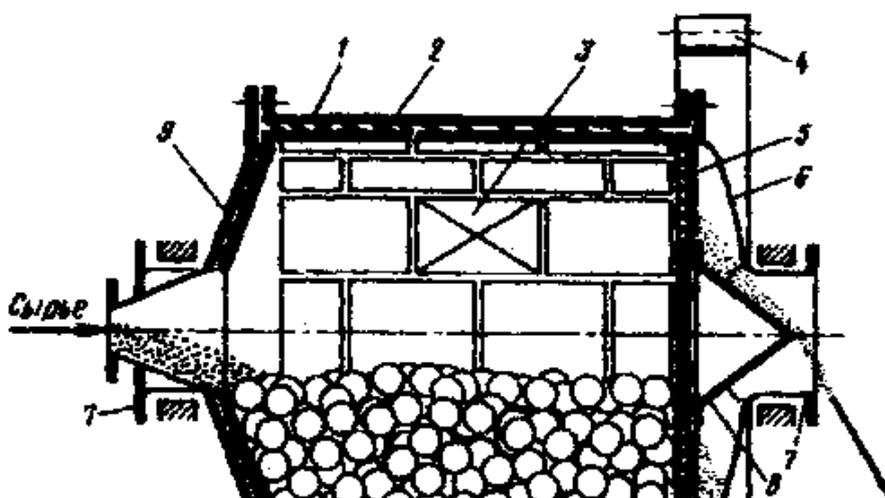


Рис 4.9. Шаровая мельница:
1—корпус барабана; 2—броневая плита; 3—люк;
4—приводная шестерня; 5 — решетка;
6— крышка; 7— полые цапфы;
8 — направляющий конус; 9 — крышка

шарами или стержнями, находящимися вместе с ним в полом вращающемся барабане, покрытом изнутри бронированными плитами, применяются для тонкого измельчения. Шаровая мельница

(рис.4.9.) загружается шарами и материалом одновременно. Шары изготавливают из стали, диабаз, фарфора и других твердых материалов. Размер шаров зависит от размеров измельчаемого материала. Стальные шары имеют диаметр 35—175 мм. Корпус мельницы заполняют шарами на 30—35 % его объема. Наряду с шарами используются также цилиндрические стержни. Оси стержней располагают параллельно оси корпуса мельницы. В шаровых мельницах измельчение материала происходит под действием ударов падающих шаров или стержней и путем истирания его между шарами или стержнями и внутренней поверхностью корпуса мельницы.

При вращении шаровой мельницы вследствие трения между стенкой мельницы и шарами последние поднимаются в направлении вращения на такую высоту, пока угол подъема не превысит угла их естественного откоса, после чего скатываются вниз.

С увеличением скорости вращения мельницы возрастает центробежная сила и соответственно увеличивается угол подъема шаров до тех пор, пока составляющая силы веса шаров не станет больше центробежной силы. При нарушении этого условия шары падают, описывая при падении некоторую параболическую кривую. При дальнейшем увеличении скорости вращения мельницы центробежная сила может стать настолько большой, что шары будут вращаться вместе с мельницей.

Рамная центробежная свекло-резка (рис.4.10.) служит для изрезывания свеклы в стружку для извлечения из нее сахарозы.

Принцип действия свеклорезки заключается в следующем. Свекла загружается в свеклорезку через загрузочный бункер, увлекается вращающейся улиткой и под действием центробежной силы прижимается к режущей кромке ножей, которыми изрезывается в стружку. Свекловичная стружка через проемы ножевых рам выпадает в пространство между корпусом свеклорезки и кожухом и затем через люк поступает на дальнейшую переработку.

Для замены ножей ножевая рама поднимается и заменяется глухой рамой без ножей. Для очистки ножей применяется продувка паром или сжатым воздухом.

Вертикальные овощерезки применяются для разрезания овощей на ломтики, кубики, соломку и т. д. Овощерезка состоит из загрузочной воронки,

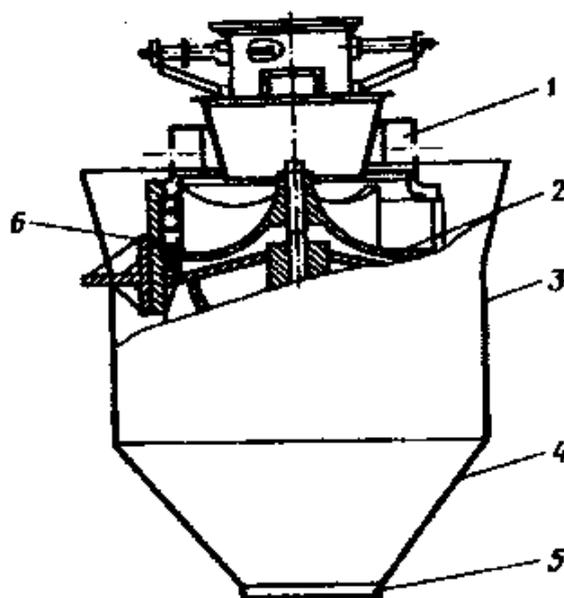


Рис.4.10. Рамная центробежная свеклорезка:
1 — загрузочный бункер;
2 — ножевая рама; 3 — кожух;
4 — днище; 5 — люк;
6 — трехлопастная улитка

измельчающей камеры и привода. Режущим инструментом является горизонтальный диск, насаженный на вертикальный вал, приводимый во вращение электродвигателем. Машина изготовлена из высококачественного цветного металла, покрытого слоем полиамида.

Размеры и форма нарезанных овощей изменяются в зависимости от конфигурации ножей.

На рис.4.11. показаны некоторые конструкции режущих дисков.

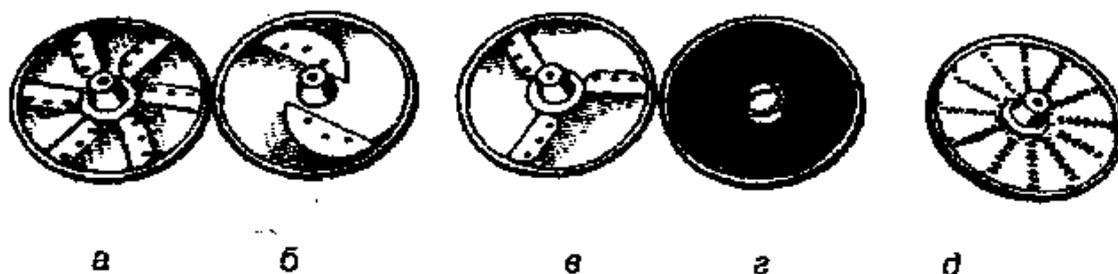


Рис.4,11. Режущие диски овощерезки:

а - стандартный ломтерезный; б - тонкий для резки мягких и сочных продуктов; в - для нарезания волнистых ломтиков; г - для нарезания кубиков; д - терка

Измельчитель для мяса — куттер (рис.4.12.) работает следующим образом. Мясо из корыта автоматически загружается во вращающуюся чашу, изготовленную из нержавеющей стали, и режется инструментом, выполненным в виде фрезы и установленным в чаше.

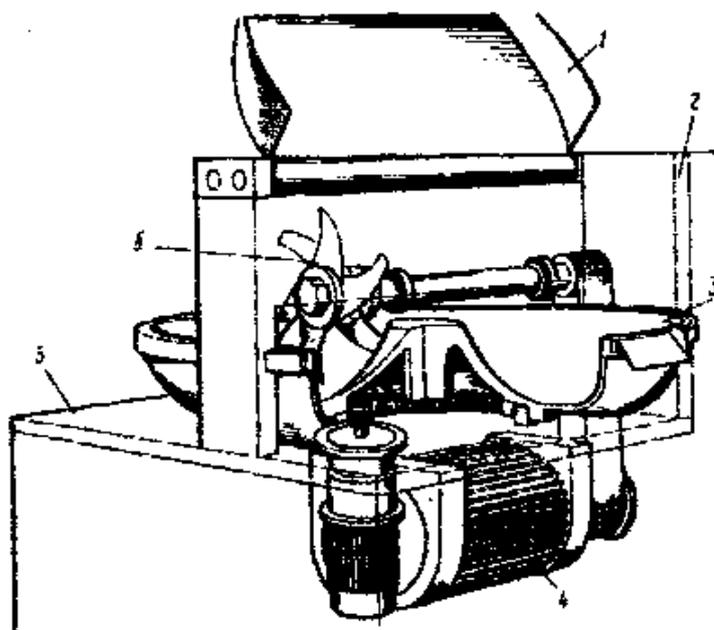


Рис.4.12. Измельчитель (куттер) для мяса:
1—крышка; 2—стенка; 3—чаша; 4—привод;
5—станина; 6—режущий инструмент

Скорость резки составляет 130 м/с. Процесс проводится под вакуумом. Материал корпуса и крышки куттера делает процесс резания практически бесшумным. Выгрузка фарша производится периодически с помощью автоматической наклонной заслонки, которая вытесняет фарш из чаши в приемное корыто. Уплотнение крышки и корпуса достигается с помощью специальных полимерных прокладок. Смена режущего инструмента происходит менее чем за 3 мин

Вибрационные мельницы предназначены для тонкого измельчения материала. Мельница представляет собой барабан, заполненный примерно на 70 % измельчающими телами, например шарами. Внутри барабана установлен вибратор, который сообщает вибрацию шарам и измельчаемому материалу. Интенсивность работы такой мельницы зависит от частоты и амплитуды колебаний. Как правило, частота колебаний составляет 1500 - 2500 мин⁻¹ при амплитуде 2-4 мм.

Коллоидные мельницы используются для очень тонкого измельчения суспензий. Измельчение проводится мокрым способом. Основными частями коллоидной мельницы являются корпус с коническим гнездом и ротор. Между конической поверхностью корпуса и поверхностью ротора имеется зазор, равный долям миллиметра. Ротор вращается с окружной скоростью 30—120 м/с. В зазоре между корпусом и ротором твердые частицы суспензии измельчаются истиранием.

4.2. Классификация зернистых материалов

Для разделения смеси зернистых материалов на фракции с узкими пределами размеров частиц применяются три вида классификаций:

механическая - которая заключается в рассеивании сыпучих материалов на ситах, решетках или других устройствах. При механической классификации через отверстия рассеивающего устройства проходят частицы материала, размеры которых меньше размеров отверстий. Не прошедшие через сита куски или частицы направляются на дополнительное измельчение;

гидравлическая классификация — разделение смеси твердых частиц на фракции в зависимости от скорости оседания частиц в жидкости;

воздушная сепарация — разделение смеси твердых частиц на фракции в зависимости от скорости отстаивания частиц в воздухе.

Классификация применяется как вспомогательная операция для удаления мелочи перед измельчением материала, а также при возврате крупных частиц материала на повторное измельчение и в качестве самостоятельной операции — для выделения готового продукта заданного фракционного состава.

Механическая классификация, которая также называется грохочением, применяется для разделения частиц размерами от нескольких сантиметров до долей миллиметра. Классификацию проводят на рассеивающих устройствах, называемых грохотами или сепараторами. Для рассеивания материалов применяют металлические или другие сита, решета из металлических листов со штампованными отверстиями, решетки из параллельных стержней — колосников.

Сита бывают с квадратными или прямоугольными отверстиями, имеющими размеры от 0,04 до 100 мм. Сита обозначаются номерами, соответствующими размеру стороны отверстия сита в свету, выраженному в миллиметрах или микронах.

Решета изготовляют из металлических листов толщиной 2-12 мм, в которых штампуют круглые или прямоугольные отверстия размером 2-10 мм. Чтобы избежать забивки отверстий материалом, их выполняют в форме конуса, расширяющегося книзу.

Колосники собирают из стержней обычно трапецеидального сечения. При такой форме колосников облегчается проход частиц материала через расширяющиеся книзу зазоры между колосниками.

Классификация материалов происходит при движении их относительно перфорированной поверхности. При этом поверхность может быть неподвижной, установленной под углом к горизонту большим, чем угол трения материала, либо движущейся.

В результате классификации получают два продукта: отсев и отход. Отсев — частицы, прошедшие через рассеивающее устройство, отход — куски (частицы), не прошедшие через рассеивающее устройство.

Классификация бывает однократной и многократной. При однократной классификации материал просеивается через одно сито, при многократной — через несколько сит.

В промышленности используются грохоты с неподвижными и подвижными решетками. Наибольшее применение нашли грохоты с неподвижными решетками. Грохоты бывают качающиеся, барабанные, вибрационные, дисковые, роликовые, колосниковые и цепные.

На рис.4.13. показан качающийся грохот, который широко применяется в промышленности

Грохот приводится в колебательное движение с помощью кривошипного механизма. Отсев проваливается при сотрясении сита в отверстия, а отход перемещается вдоль сита и с него поступает непосредственно на измельчение. Для отбора нескольких фракций качающиеся грохоты делают многоярусными; в этих грохотах материал подается на верхнее сито, имеющее наибольшие отверстия. Крупные куски удаляются с этого сита как отход, а отсев поступает на расположенное ниже сито с более мелкими отверстиями. На этом сите снова получают отход и отсев, причем отсев попадает на следующее более мелкое сито, и т. д..

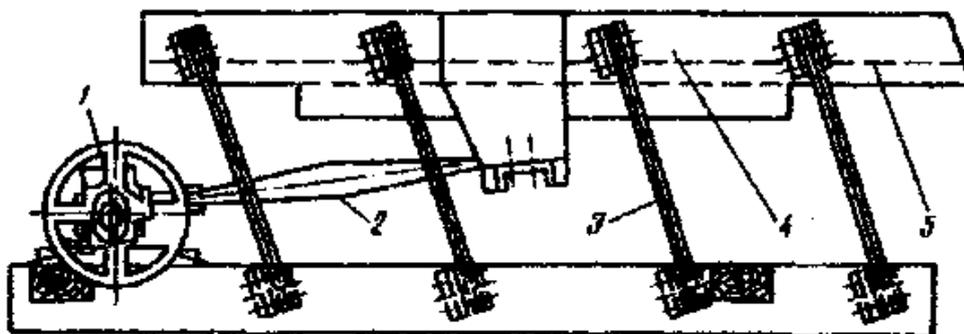


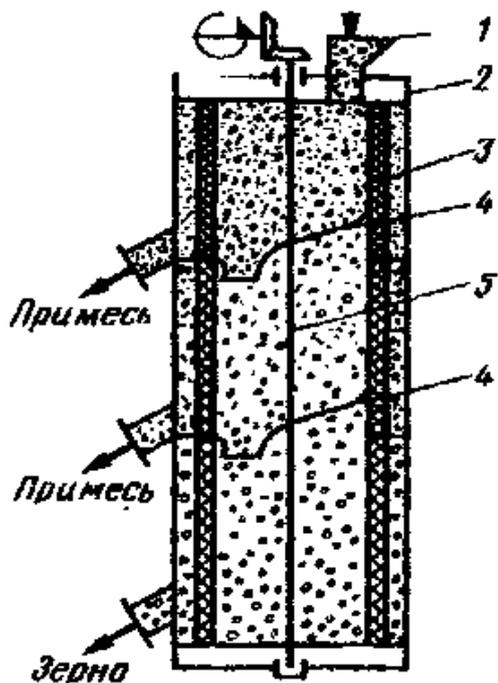
Рис.4.13. Качающийся грохот:
1 - эксцентрик; 2 - шатун; 3 - пружина; 4 - корпус; 5 – сито

Достоинствами плоских качающихся грохотов являются большая производительность, высокая эффективность грохочения, компактность, удобство обслуживания и ремонта.

Недостатком этих грохотов является неуравновешенность конструкции, в результате чего работа их сопровождается сотрясениями и толчками.

Барабанный грохот представляет собой барабан, установленный наклонно под углом $4 - 7^\circ$ к горизонту. Барабан изготавливается из сетки или перфорированных стальных листов и вращается на центральном валу либо на выносных опорных роликах. Материал загружается с открытого торца барабана. Отсев проваливается через перфорированные стенки барабана, а отход выходит с противоположного открытого торца барабана.

Для очистки зерна, зерновых, крупяных и бобовых культур от сорных и зерновых примесей используются горизонтальные или вертикальные цилиндрические зерноочистительные сепараторы. Разделение в таких сепараторах происходит на металлическом сите. Проходные размеры отверстий сита увеличиваются по ходу движения зерновой смеси. Разделение смеси происходит за счет центробежной силы в вертикальных сепараторах либо за счет вибрационных колебаний материала и сита в горизонтальных сепараторах



На рис.4.14. схематично показан барабан центробежного сепаратора. Барабан состоит из нескольких секций. Зерно с примесями поступает в верхнюю секцию. За счет центробежной силы зерно вместе с примесями отбрасывается к перфорированной стенке барабана сепаратора. Примеси, имеющие меньшие размеры, чем зерно, проходят через отверстия стенки и удаляются из сепаратора в виде отсева, а зерно поступает в нижнюю секцию. Стенки барабана этой секции имеют отверстия большего диаметра, через которые зерно проходит и удаляется из сепаратора.

В вибрационных сепараторах плоское наклонное сито совершает колебания с помощью вибратора. При вибрации материала на сите происходит его разделение, причем отверстия сит не забиваются материалом, даже если разделяются влажные материалы. Сепаратор легко регулируется за счет изменения частоты и амплитуды вибраций, сита легко сменяются.

Рис.4.14. Барабанный сепаратор: 1 — воронка; 2 — корпус; 3 — барабан; 4 — перегородка с каналом; 5 — вал

Магнитные (электромагнитные) сепараторы предназначены для извлечения из массы сыпучего материала, например зерна, стальных и

чугунных включений. Барабанный электромагнитный сепаратор (рис.4.15.) имеет

эксцентрично расположенный неподвижный электромагнит, работающий от постоянного тока. При вращении барабана поверхность его находится в непосредственной близости от полюсов электромагнита. Чугунные и стальные предметы, попадающие в зону сильного магнитного поля, удерживаются на

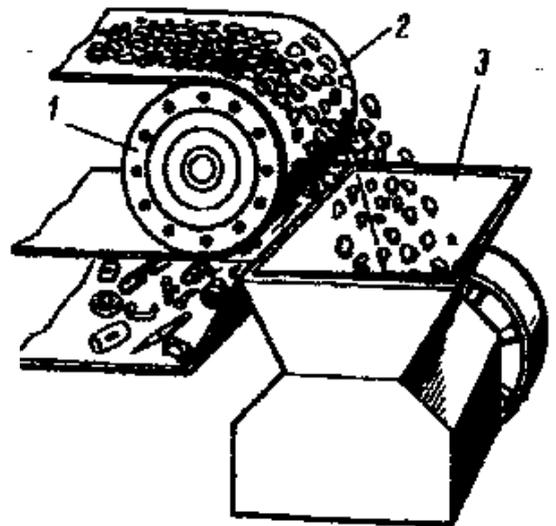


Рис.4 15 Схема работы барабанного магнитного сепаратора: 1 — сепаратор; 2 — конвейер; 3 — бункер

поверхности барабана, а сыпучий материал, не обладающий магнитными свойствами, сыпается с поверхности барабана в приемный бункер. При выходе барабана из сферы действия магнитного поля чугунные и стальные предметы под действием силы тяжести отделяются от основной массы материала вне бункера.

Магнитные сепараторы устанавливают в местах загрузки твердых материалов в различные машины, например в дробилки, сушилки и др.

Воздушная сепарация отличается от гидравлической классификации тем, что скорость осаждения частиц в воздухе значительно больше скорости осаждения частиц в воде. Воздушная сепарация осуществляется в восходящем потоке воздуха в циклонных аппаратах.

На рис.4.16. показана схема центробежного сепаратора. Обычно такой сепаратор устанавливается на линии отходящего воздушного потока от мельницы. Отделение крупных частиц происходит в кольцевом канале и конусе, где частицы за счет центробежной силы отбрасываются на стенки конуса. Крупные частицы соскальзывают со стенок конуса и выгружаются через патрубки 4 и 5. Воздух вместе с мелкими крупными частицами неотделившимися частицами удаляется через патрубков в

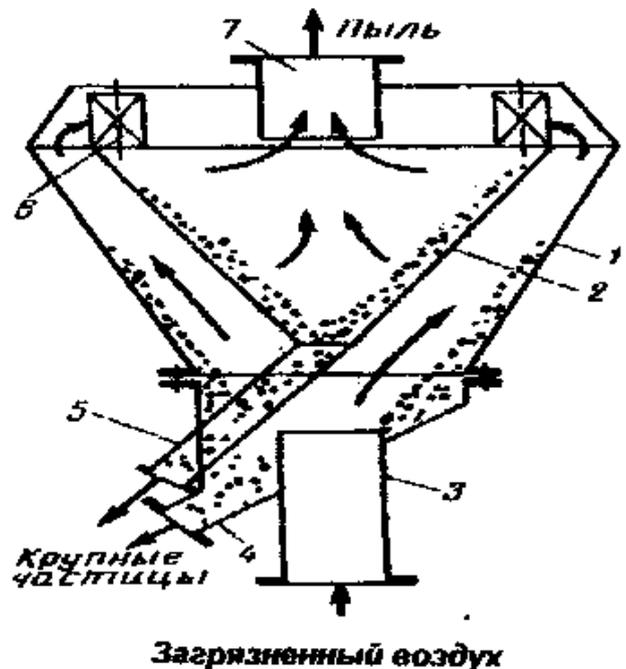


Рис.4 16. Схема центробежного сепаратора: 1 - корпус; 2 - внутренний продукт; 4,5 - патрубки для отвода крупных частиц; 6 - направляющая лопатка; 7 - патрубков для вывода пыли

циклон.

Гидравлическая классификация смесей твердых частиц на фракции по скорости осаждения их в жидкости подчиняется общим законам осаждения твердых тел. Гидравлическая классификация осуществляется в горизонтальном или восходящем потоке воды. Скорость потока выбирается такой, чтобы из классификатора выносились частицы, меньшие определенного размера, - верхний продукт, а в классификаторе осаждались частицы больших размеров, обладающие большей скоростью осаждения, - нижний продукт. Для классификации под действием центробежной силы используются гидроциклоны.

ПРЕССОВАНИЕ

Общие сведения

Для обезвоживания, брикетирования твердых материалов, гранулирования и формования пластичных материалов в пищевой промышленности применяется прессование.

Прессование заключается в том, что обрабатываемый материал подвергается внешнему давлению в специальных прессах.

Под избыточным давлением проводятся обезвоживание, брикетирование, формование и штампование различных пищевых материалов.

Обезвоживание под давлением применяется в ряде отраслей пищевой промышленности: в сахарном производстве для отжима воды из свекловичного жома, сока из сахарного тростника, в жировом производстве для выделения из семян подсолнечника растительного масла, в производстве соков для выделения сока из ягод и плодов и в других производствах.

Брикетирование применяется для получения брикетов, т. е. брусков прямоугольной или цилиндрической формы спрессованного материала. Брикетирование применяется в сахарном производстве для получения брикетов свекловичного жома и сахара-рафинада. Брикетирование широко применяется в производстве пищевых концентратов и лекарственных препаратов, в кондитерском и в комбикормовом производствах, в процессах утилизации отходов производства и др.

Разновидностью брикетирования являются **таблетирование и гранулирование**. Таблетки и гранулы имеют меньшие размеры по сравнению с брикетами. Промышленностью выпускаются гранулированный чай, кофе, щеконцентраты, конфеты и другие продукты.

Формование пластичных материалов используется в хлебопекарном, кондитерском и макаронном производствах для придания изделию из теста заданной формы.

Обезвоживание и брикетирование

Обезвоживание продуктов применяется для выделения жидкости, когда она является ценным продуктом или когда с обезвоживанием ценность продукта увеличивается.

Обезвоживание проводится под действием избыточного давления,

которое прикладывается к материалу. Избыточное давление может быть приложено к материалу двумя способами: давлением поршня в прессах или действием центробежной силы в центрифугах

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

Жом, предназначенный для скармливания скоту, отжимается на прессах до содержания 9—10%. Прессованный жом получают в виде брикетов круглого сечения диаметром от 11 до 20 мм или прямоугольного сечения высотой от 20 до 40 мм.

Плотность спрессованного жома составляет около 750 кг/м^3 . Степень отжатия воды зависит от давления прессования. Однако большая степень отжатия воды приводит к уменьшению производительности пресса и увеличению удельного расхода энергии.

В сахарорафинадном производстве прессы применяются для получения брусков сахара-рафинада. При прессовании кашки происходит значительное сокращение объема промежутков между кристаллами за счет перемещения кристаллов относительно друг друга, а также заполнение промежутков осколками раздробленных кристаллов. При прессовании создаются благоприятные условия для срачивания кристаллов в брикетах при их сушке.

Брикетирование проводят в специальных прессах до плотности, при которой брикет не может самопроизвольно разрушиться. После прессования брикеты жома подвергают охлаждению, а сахар — высушиванию.

Основной характеристикой процесса брикетирования является зависимость между приращением давления прессования Δp и уменьшением коэффициента уплотнения прессуемого вещества β ($\beta = V/V_1 = h/h_1$, где V и V_1 — объем продукта до и после прессования; h и h_1 — высота брикета до и после прессования).

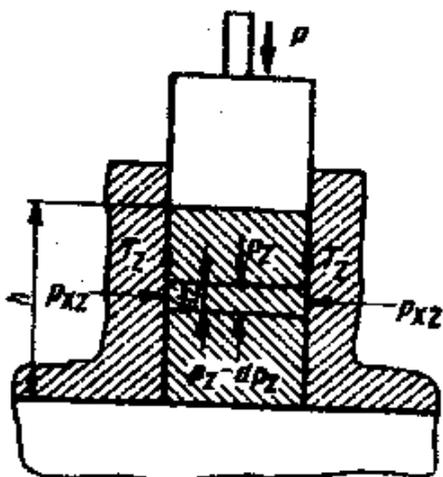


Рис.4.17. Схема сил, действующих на элементарный слой брикета

Для вывода уравнения распределения давления прессования по высоте брикета рассмотрим схему сил, действующих на элементарный слой брикета (рис.4.17.).

Давление прессования складывается из давления на уплотнение продукта и давления для преодоления сил трения продукта о пресс-форму. Пренебрегая трением продукта о пресс-форму и принимая, что продукт является однородным, С. М. Гребенюком получено выражение для описания процесса прессования:

$$\psi \cdot \ln P/P_0 = \beta - \beta_0 \quad (4.8)$$

где ψ — модуль прессуемости; P , P_0 — соответственно конечное и начальное давления сжатия; β , β_0 — конечный и начальный коэффициенты уплотнения.

В условиях равновесия на элемент брикета, находящийся в матрице на расстоянии z от пуансона, в вертикальной плоскости действуют нормальные силы p_z и $p_z - dp_z$, удельные силы трения T_z и силы от боковых давлений

P_{xz}

Удельная сила трения $T_z = f P_{xz}$, где f - коэффициент трения материала о стенку матрицы

Вертикальное удельное давление связано с боковым удельным давлением P_{xz} соотношением $P_{xz} / p_z = \xi$. Если поперечное сечение F и периметр брикета Π то условие равновесия сил на ось z выражается уравнением $F dp_z = f p_z \Pi dz$. Учитывая, что приращение давления и силы трения равны, но противоположны по направлению, получим $F dp_z = - f \xi p_z \Pi dz$. Проинтегрировав это уравнение в пределах от p до p_z и от 0 до z при постоянстве величин f и ξ получим

$$p_z = p \exp(-\xi f z / F). \quad (4.9)$$

На дне пресс-формы удельное давление

$p_h = p \exp(-\xi f h / F)$, где h — высота брикета.

Уравнение (4.9) представляет собой уравнение распределения давления прессования по высоте сжатого брикета. Его можно также использовать для определения потерь давления на трение о стенки матрицы.

Уменьшение коэффициента уплотнения элементарного слоя, перпендикулярного направлению усилия прессования, связано с приращением давления в этом слое [см уравнение (4.8)]. Если принять, что первоначальная плотность брикета по всей высоте постоянна, то $\Delta \rho = \rho_0 - \rho = \rho_0 (1 - \Delta P / P_0)$. Подставляя значение P_x из уравнения (4.9), найдем $\rho = \rho_0 \exp(-\xi f \Pi z / F)$, откуда $\Delta P = P_0 (1 - \rho / \rho_0) = P_0 (1 - \exp(-\xi f \Pi z / F))$.

Средний коэффициент уплотнения $\bar{\rho} = \rho_0 \int_0^h \rho(z) dz / \rho_0 h$, или

$$\bar{\rho} = \rho_0 \int_0^h \exp(-\xi f \Pi z / F) dz / h = \rho_0 [1 - \exp(-\xi f \Pi h / F)] / (\xi f \Pi). \quad (4.10)$$

Интегрируя полученное уравнение в пределах от 0 до h , после соответствующих алгебраических преобразований получим

$$\bar{\rho} = \rho_0 \left[1 - \exp(-\xi f \Pi h / F) \right] / (\xi f \Pi). \quad (4.11)$$

Средняя плотность брикета постоянного сечения

$$\rho = (\rho_0 \int_0^h \exp(-\xi f \Pi z / F) dz) / h = \rho_0 \left[1 - \exp(-\xi f \Pi h / F) \right] / (\xi f \Pi), \quad (4.12)$$

где G_K — масса твердой фазы в брикете.

Конечный и начальный коэффициенты уплотнения в этом случае $\rho = \rho_0 \left[1 - \exp(-\xi f \Pi h / F) \right] / (\xi f \Pi)$ и $\rho_0 = G_K / (F \rho_K)$, ρ и ρ_0 — соответственно конечная и начальная плотности брикета.

Уравнения (4.11) и (4.12) являются основными уравнениями процесса одностороннего прессования дисперсного вещества, полученными при допущении постоянства коэффициента трения f и коэффициента бокового давления ξ .

При одностороннем прессовании вследствие трения продукта о стенки матрицы плотность брикета оказывается неравномерной по высоте. Брикет более высокого качества получают при двустороннем прессовании. В этом случае брикет имеет более равномерную плотность по высоте, что улучшает его качество.

Оборудование для обработки продуктов прессованием

В пищевой промышленности применяются прессы самых разнообразных конструкций. Их можно разделить на две большие группы: гидравлические и механические.

Гидравлический пресс работает по законам гидравлики. Основным узлом прессы является рабочий цилиндр, внутри которого перемещается плунжер, соединенный с подвижной плитой. Плунжер приводится в движение жидкостью высокого давления. Прессуемый материал помещается между подвижной и неподвижной плитами.

Сила давления, создаваемая поршнем на материал, прямо пропорциональна его площади; $P = pF$, где p — давление в гидросистеме, H/m^2 ; F — площадь поршня, m^2 .

Гидравлические прессы широко применяются при переработке фруктов и овощей с целью получения соков, для производства ликеров и эссенций.

В сахарной промышленности для обезвоживания жома применяются наклонные горизонтальные и вертикальные шнековые прессы с одно- и двусторонним отжатием. Прессы двустороннего отжатия более производительны, чем прессы с односторонним отжатием, и позволяют отжимать жом до более низкой конечной влажности.

Наклонный шнековый пресс (рис.4.18.) предназначен для отжатия жома. Жом поступает в сепаратор, где из него частично удаляется вода, а затем в пресс, где отжимается основная часть воды. Часть отжатой воды проходит

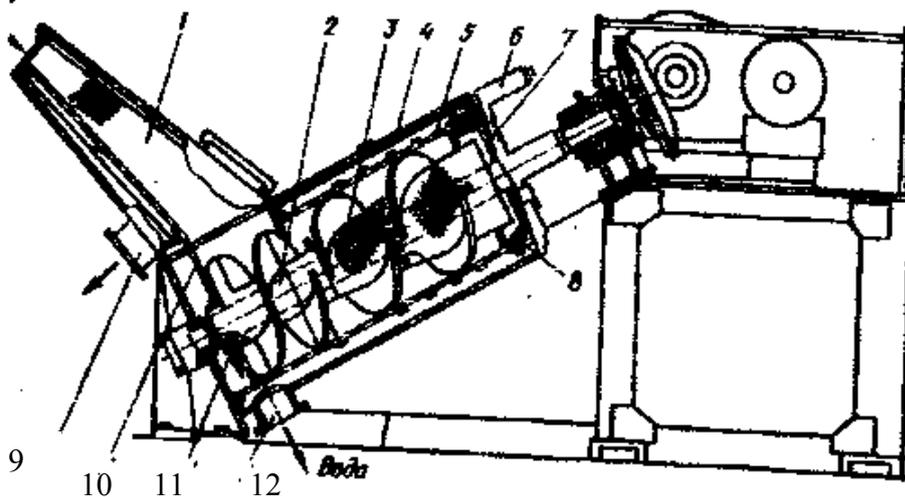


Рис.4 18. Наклонный шнековый пресс.

- 1—сепаратор; 2—вал шнека; 3—сито; 4—отжимной шнек;
5—цилиндрическое сито; 6 — регулировочное приспособление; 7 — отверстия для выгрузки жома;
8 — коническое сито; 9—штуцер; 10—отверстия для удаления воды; 11—дополнительная поверхность фильтрования; 12 — штуцер для отвода воды

цилиндрическое сито и удаляется через штуцер 9. Другая часть воды проходит через сито 3 в полую часть вала шнека и удаляется через отверстие 10 и штуцер 9. Выгрузка отжатого жома производится через кольцевые отверстия между коническим ситом и корпусом отжимного шнека. Размер отверстия влияет на продолжительность пребывания жома в

прессе и степень отжатия

воды и регулируется специальным приспособлением 6. Горизонтальные и наклонные прессы имеют аналогичную конструкцию. В отличие от горизонтальных прессов в наклонных не происходит частичного смещения отжатого жома с удаляемой жидкостью

Вертикальный шнековый пресс

показан на рис.4.19. Основной частью пресса является полый вертикальный шнек, установленный в специальных траверсах. На кожухе шнека с противоположных сторон расположены контролопасти, которые входят в промежутки между лопастями шнека и препятствуют вращению материала вместе со шнеком. Контролопасти имеют отверстия, через которые проходит пар, подводимый по трубопроводу.

В верхней части пресса расположена воронка для загрузки материала, а под ней по цилиндрической образующей — цилиндрические разъемные сита с коническими отверстиями. Влажный жом на прессование поступает через воронку и верхними лопастями шнека направляется вниз, в зону с меньшим поперечным сечением, где происходит отжатие воды. Часть отпрессованной воды выходит через отверстия цилиндрического сита, а другая часть — через полый вал шнека. Выделенная вода по каналу 10 и штуцеру 9 удаляется из пресса.

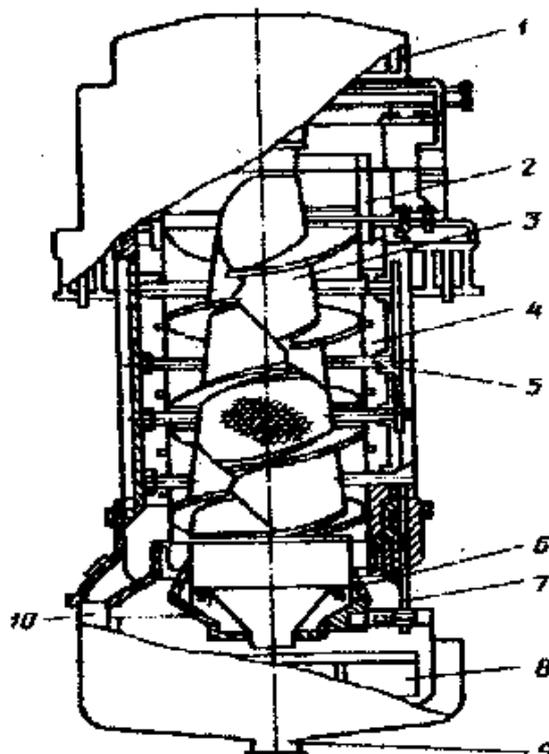


Рис.4.19. Вертикальный шнековый пресс: 1 — приводная шестерня; 2 — загрузочная воронка; 3 — шнек; 4 — разъемное сито; 5 — контролопасть; 6 — коническое сито; 7 — болт; 8 — скребок; 9 — штуцер; 10 — канал

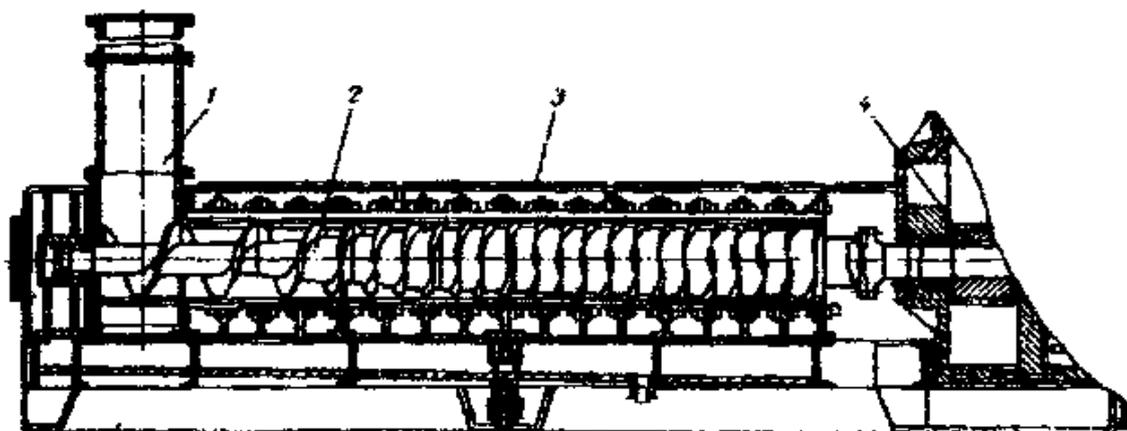
В нижней части цилиндрического сита расположено подвижное коническое сито, которое можно поднимать и опускать при помощи болтов 7. Изменением размера щели между этим ситом и нижней частью цилиндрического сита регулируется степень отжатия жома.

Отжатый жом, выходящий через щель, образованную коническим и цилиндрическим ситами, при помощи скребков выгружается из шнека

Двухшнековый пресс (рис.4.20.) оборудован двумя параллельно установленными шнеками, вращающимися навстречу друг другу. В корпусе и крышках шнека имеются цилиндрические фильтрующие сита с коническими отверстиями, изготовленные из нержавеющей стали.

Конструкция пресса позволяет быстро проводить процесс обезвоживания.

Частота вращения шнеков может регулироваться гидромуфтой от 1,45



до 3 мин⁻¹. От частоты вращения шнека зависят его производительность, влажность отпрессованного жома и расход энергии.

Рис.4.20. Двухшнековый пресс:

1 — загрузочный бункер; 2 — шнек; 3—крышка; 4—привод

Показатели работы пресса зависят от равномерности питания его жомом. При недостаточной загрузке пресса жомом влажность жома увеличивается. На степень отжатия жома оказывают основное влияние форма проходной части прессов и время пребывания жома в прессе.

Штемпельные и ротационные прессы применяются для брикетирования сухого жома. Ротационные прессы имеют плоскую или цилиндрическую матрицу. В штемпельных прессах матрица является неподвижной, а пуансон (штемпель) совершает возвратно-поступательное движение. В таких прессах наблюдаются большие инерционные силы при прессовании, поэтому они должны устанавливаться на массивных фундаментах.



Рис.4.21. Ротационный пресс:

1 — кожух; 2 — распределитель материала; 3 — бункер;
4 — прессующий валок; 5 - матрица;
6 — устройство для среза гранул;
7 — выгрузной лоток; 8 — лопасть

Одна из конструкции ротационного пресса с горизонтальной плоской матрицей показана на рис.4.21. Основной частью пресса является прессующий узел, состоящий из матрицы -и прессующих валков, устройства для среза гранул и полого вала. Матрица установлена на полом валу, и вращается вместе с ним. Конический распределитель служит для направления сухого материала под валки.

Спрессованный материал на выходе из отверстия матрицы

срезается ножом и лопастью направляется в выгрузной лоток. Зазор между матрицей и лезвием ножа должен быть не более 0,5 мм. Необходимо, чтобы нож перекрывал рабочую ширину матрицы; лезвие его должно располагаться параллельно нижней плоскости матрицы. Угол наклона ножа к горизонтальной плоскости составляет 30° .

Для срезания брикета устанавливаются четыре ножа. Если необходимо получить более крупные брикеты, количество ножей уменьшают.

Дисковый пресс, используемый в производстве прессованного сахарарафинада, состоит из следующих основных узлов: набивной коробки для приема рафинадной кашки; диска с матрицами и пуансонами; упора для прессования брусков рафинада; механизма для натирки стола; механизма для подачи сахара в матрицы; механизма для выталкивания отпрессованных брусков рафинада; механизма для подъема пуансонов, механизма для поворота диска, привода и станины

Стол пресса совершает вращательное движение против часовой стрелки в горизонтальной плоскости (рис.4.22.). Во время одного оборота стол делает четыре остановки, при которых совершаются последовательно следующие операции: 1—заполнение матрицы рафинадной кашкой; 2 — формование при движении пуансона вверх; 3 — выталкивание брусков сахара пуансоном из матрицы; 4 — очистка пуансона от остатков сахара и натирка мастики

Матрицы пресса выполнены в виде латунных коробок, которые вставлены в отверстия диска.

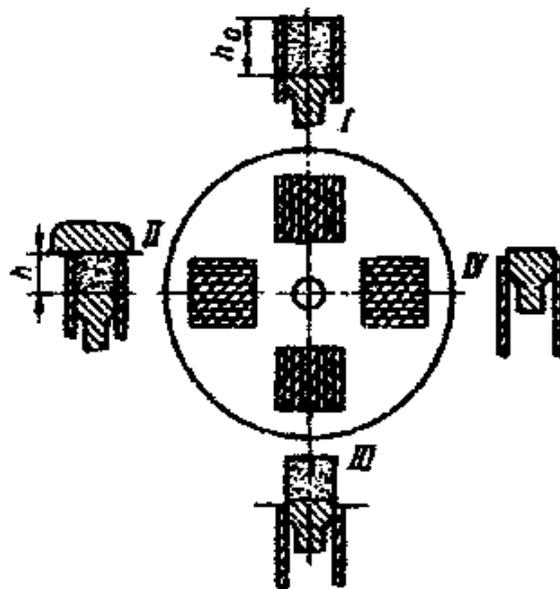


Рис.4.22. Схема работы дискового пресса

Из таблетующих машин – наибольшее распространение в пищевой промышленности получили ротационные. В этих машинах материал прессуется пуансонами, смонтированными в ротор по его окружности на двух уровнях. Во время работы пуансоны перемещаются вдоль вертикальной оси благодаря копирам и прессующим роликам, которые предназначены для их верхнего и нижнего рядов. При вращении ротора пуансоны, двигаясь в матрице, заполненной предварительно таблетуемым материалом, сжимают его с противоположных сторон. Таблетка выталкивается из матрицы нижним пуансоном выведенном верхнем.

Ротационные таблетующие машины делятся на два класса. В машинах первого класса пуансоны катятся по копирам, в машинах второго класса скользят. Различают машины однократного и многократного действия, в которых каждая пара пуансонов за один оборот ротора формирует соответственно одну или несколько таблеток.

Гранулирование может осуществляться тремя способами: на специальных устройствах – грануляторах, скатыванием и в псевдоожиженном слое.

Двухшнековый формовочный пресс (рис.4.23.) используется в производстве конфет, в частности пралине, методом формования конфетной массы через фильеру с калиброванными отверстиями. Пресс создает давление в конфетной массе и продавлиывает ее через фильеру. Непосредственно на выходе из фильеры жгуты конфетной массы рубятся на гранулы эксцентрично установленными ножами гранулятора (рис.4.24.), расположенными с определенным зазором у фильеры.

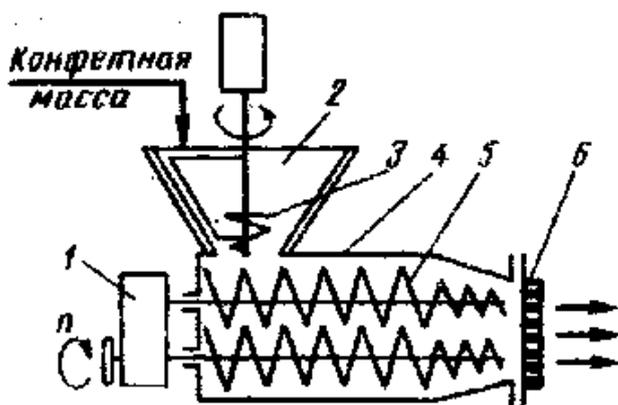


Рис.4.23. Двухшнековый формующий пресс: 1 — привод; 2 — загрузочный бункер; 3 — дозирующий шнек; 4 — корпус пресса; 5 — шнек; 6 — фильера

Фильера представляет собой плоский металлический диск с отверстиями, через которые продавливается прессуемая масса. Форма отверстия фильеры определяет вид изделия. При продавливании через отверстия фильеры масса принимает определенную форму. Течение массы в отверстиях фильеры подобно течению очень вязкой жидкости. Давление, создаваемое шнеком, зависит от гидравлического сопротивления в отверстиях фильеры. Сопротивление определяется консистенцией теста, формой и размером отверстий.

Рубящие ножи закреплены на вращающемся валу, имеющем собственный привод. Эксцентричное расположение ножевого крыла позволяет заполнить материалом все сечение фильеры. Для регулировки зазора между фильерой и рубящими ножами ножевой вал может перемещаться в осевом направлении. Для этого кожух гранулятора может быть отведен в сторону вместе с приводом. При демонтаже шнека грануляционная головка может быть отведена от нагнетающего шнека.

Гранулирование скатыванием применяется в кондитерской промышленности при производстве конфет, состоящих из ядра и оболочки. Наслоение оболочки на ядро производят в дражировочных грануляторах

Дражировочный гранулятор представляет собой чашеобразный корпус с вогнутым дном, который совершает сложное движение в горизонтальной плоскости. Чаша вращается вокруг собственной оси и вокруг вала привода (рис. 22.10). Такое сложное движение чаши создает восходящий винтообразный поток порошка. В результате происходит окатывание ядра оболочкой, что приводит к росту гранул. Ядром служат обычно кристаллы сахара, изюм и орехи, ягоды и т. д. Оболочка состоит из сахарной цедры, порошка какао, кофе и т. д.

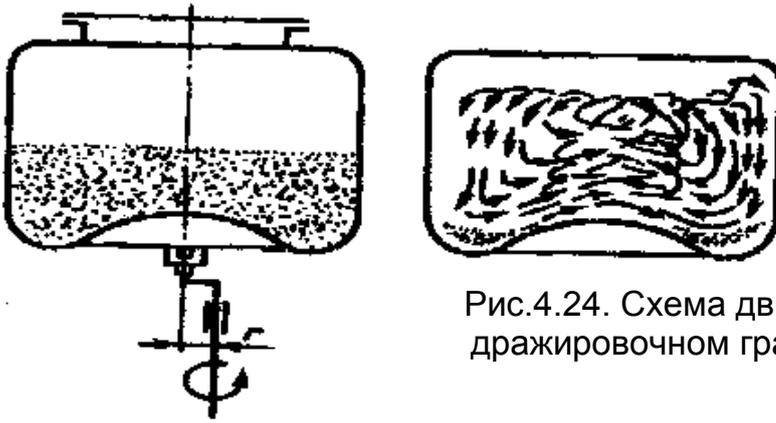


Рис.4.24. Схема движения частиц в дражировочном грануляторе

ПРАКТИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ
ТЕМАТИЧЕСКИЙ ПЛАН ЛАБОРАТОРНЫХ ЗАНЯТИЙ
для студентов специальности
1-36 091 01 Машины и аппараты пищевых производств

№	Тема работы
1	ИЗУЧЕНИЕ ТРЕБОВАНИЙ К ПОДГОТОВКЕ И ПРОВЕДЕНИЮ ЛАБОРАТОРНЫХ РАБОТ; К ВЫПОЛНЕНИЮ ПРАВИЛ ТЕХНИКИ БЕЗОПАСНОСТИ; ОФОРМЛЕНИЮ ОТЧЕТОВ ПО ЛАБОРАТОРНЫМ РАБОТАМ.
2	МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ
3	Лабораторная работа № 1. ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДИСПЕРСНОСТИ СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ.
4	ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ
5	Лабораторная работа № 2 ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ПСЕВДООЖИЖЕННОГО СЛОЯ
8	Лабораторная работа № 3 РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ В ПОЛЕ ДЕЙСТВИЯ ГРАВИТАЦИОННЫХ И ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ
9	Лабораторная работа № 4 ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В ЖИДКИХ СРЕДАХ. ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАСХОДА МОЩНОСТИ ПРИ ПЕРЕМЕШИВАНИИ В АППАРАТЕ С МЕШАЛКОЙ
10	МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ
11	Лабораторная работа № 5 АДСОРБЦИЯ ИЗ РАСТВОРОВ. ПОСТРОЕНИЕ ИЗОТЕРМЫ АДСОРБЦИИ УКСУСНОЙ КИСЛОТЫ АКТИВИРОВАННЫМ УГЛЕМ
12	Лабораторная работа № 6 ИЗУЧЕНИЕ КИНЕТИКИ КОНВЕКТИВНОЙ СУШКИ КАПИЛЛЯРНО–ПОРИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ В ТУННЕЛЬНОЙ СУШИЛКЕ
13	Лабораторная работа № 7 ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА РАЗДЕЛЕНИЯ БИНАРНОЙ ЖИДКОЙ СМЕСИ ДИСТИЛЛЯЦИЕЙ
14	Лабораторная работа № 8 ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИКИ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ ВОДОРАСТВОРИМЫХ КОМПОНЕНТОВ КАПИЛЛЯРНО–ПОРИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ
15	ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ
16	Лабораторная работа № 9 КЛАССИФИКАЦИЯ ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССОВ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ
17	ХИМИЧЕСКИЕ И БИОХИМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ
18	Лабораторная работа № 10 СИНТЕЗ ПИЩЕВЫХ КРАСИТЕЛЕЙ, АРОМАТИЗАТОРОВ И КОНСЕРВАНТОВ
	Лабораторная работа № 11 ИЗУЧЕНИЕ ОСОБЕННОСТЕЙ ПРОЦЕССОВ БРОЖЕНИЯ И КВАШЕНИЯ
19	Коллоквиум (решение типовых задач).

ТЕХНИКА ЛАБОРАТОРНЫХ РАБОТ

ТЕХНИКА БЕЗОПАСНОСТИ

При выполнении лабораторных работ студенты должны уметь правильно обращаться с лабораторной посудой, электрооборудованием, газовыми горелками, соблюдать особую осторожность при работе с химическими веществами, знать правила оказания первой медицинской помощи.

Работа со стеклянной лабораторной посудой. Основным травмирующим фактором при работе со стеклянной лабораторной посудой являются острые осколки стекла, способные вызвать порезы тела работающего. По этой причине следует соблюдать особую аккуратность и осторожность при использовании такой посуды. Если же во время работы стеклянная посуда все же разбилась, то необходимо предпринять следующие меры.

Первая помощь. При порезах рук или других частей тела стеклом следует удалить из раны мелкие осколки, после чего промыть ее 2 %-ным раствором перманганата калия или этиловым спиртом (или другим антисептиком), смазать края раны йодной настойкой и забинтовать. Ни в коем случае не промывать порез водой! При попадании осколков стекла в глаза и в случаях тяжелых ранений (особенно при порезах артерий) после оказания первой медицинской помощи немедленно вызвать врача.

При уборке рабочего места осколки разбитой посуды во избежание порезов нельзя собирать голыми руками, нужно использовать щетку и совок.

Работа с электрооборудованием. Постоянный и, особенно, переменный электрический ток способен вызывать разнообразные поражения. Электрический ток, проходя через живой организм, оказывает термическое (ожоги), электрохимическое (разложение крови с нарушением ее состава) и биологическое воздействие. Человек ощущает постоянный ток, имеющий силу 5-7 мА, переменный – 0.5-1.5 мА. Поэтому при работе с электрическим током необходимо соблюдать все меры предосторожности. Категорически запрещается касаться руками частей электроприборов, находящихся под напряжением. Для предотвращения электротравматизма применяется электрическая изоляция открытых токоведущих частей приборов, защитное заземление, зануление, устройства защитного отключения и т.д.

Первая помощь. При поражении электрическим током следует немедленно выключить ток рубильником или перерубить провод. Затем следует отделить пострадавшего от электрического прибора или провода, что нужно делать в резиновых перчатках или при помощи сухой веревки (сухой шерстяной ткани). Брать пострадавшего необходимо не за тело, а за одежду.

Если пострадавший находится в сознании, имеет устойчивое дыхание и пульс, его следует уложить, расстегнуть одежду, стесняющую дыхание, создать приток свежего воздуха, растереть и согреть тело и обеспечить полный покой.

Если пострадавший потерял сознание и дышит редко, судорожно, со всхлипыванием, а дыхание постепенно ухудшается или прекращается, то необходимо немедленно вызвать врача и до его прибытия делать искусственное дыхание и непрямой массаж сердца. Для этого пострадавшего освобождают от стесняющей дыхание одежды, удаляют изо рта посторонние предметы, если рот стиснут, раскрывают его, выдвинув нижнюю челюсть или осторожно разжав зубы дощечкой, металлическим предметом и т.п.

Во всех случаях поражения электрическим током необходимо обязательно вызвать врача – независимо от состояния пострадавшего.

Работа с газовыми горелками. Газ образует с воздухом взрывоопасные смеси. Поэтому при использовании природного газа необходимо соблюдать максимальную осторожность. Перед началом работы с газовыми горелками необходимо ознакомиться с инструкцией по их эксплуатации. Во избежание термического ожога нельзя касаться руками нагретых предметов, частей оборудования, верхней части газовой горелки.

Первая помощь. При ожогах легкой степени тяжести необходимо на пораженное место наложить повязку, смоченную 2 %-ным раствором перманганата калия. При ожогах средней степени тяжести на пораженное место накладывает стерильная повязка. Пострадавшего нужно срочно доставить в медицинское учреждение.

При малейшем подозрении на отравление газом или продуктами горения пострадавшему нужно как можно быстрее обеспечить свежий воздух.

Работа с электронагревательными приборами. При использовании электронагревательных приборов необходимо соблюдать максимальную осторожность. Перед началом работы с ними следует ознакомиться с инструкцией по их эксплуатации. При работе с водяной баней нужно следить, чтобы в ней постоянно была вода. Во избежание термического ожога нельзя касаться руками нагревательных элементов электрической плитки.

Первая помощь. При ожогах легкой степени тяжести необходимо на пораженное место наложить повязку, смоченную 2 %-ным раствором перманганата калия. При ожогах средней степени тяжести на пораженное место накладывает стерильная повязка. Пострадавшего нужно срочно доставить в медицинское учреждение.

Работа с химическими веществами. Минеральные и органические кислоты, а также растворы щелочей представляют высокую опасность, так как вызывают сильные химические ожоги, как при внешнем воздействии на кожу или слизистые оболочки, так и при попадании вовнутрь организма. Многие химические вещества обладают общетоксическим действием и способны поражать различные органы человеческого организма.

Первая помощь. При попадании кислоты или щелочи на кожу место поражения немедленно промыть большим количеством воды в течение 10-15 минут. Затем пораженное место обработать 2 %-ным раствором пищевой соды (при поражении кислотой) или 2 %-ным раствором уксусной кислоты (при поражении щелочами). В случае поражения глаз – обильное промывание водой в течение длительного времени, затем, в обязательном порядке, обратиться за помощью в медицинское учреждение.

1. МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Механические процессы, описываемые законами механики твердых тел, в технологии пищевых производств, применяются в основном для подготовки исходных твердых материалов и переработки конечных продуктов с целью придания им необходимых размеров и товарного вида. Движущей силой механических процессов является разность усилий (ΔF) в различных точках обрабатываемого объекта.

К механическим процессам относятся: *измельчение, перемешивание (смешивание), дозирование, прессование (формообразование), разделение* многокомпонентных систем с получением однокомпонентных, *классификация (разделение)* неоднородных систем по размерам компонентов, а также *транспортирование* кусковых, сыпучих и порошкообразных и других твердых материалов.

Лабораторная работа № 1 ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДИСПЕРСНОСТИ СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ.

Цель работы: измельчение заданной порции материала, с последующим проведением ситового анализа и определения степени измельчения материала. Построение кривых распределения измельченного материала по размерам.

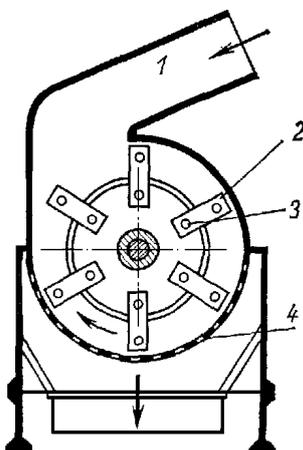
1.1 Основные определения и теория процесса

Эффективным способом измельчения твердых материалов является ударное разрушение. Среди машин ударного действия наибольшее распространение получила молотковые дробилки (мельницы), применяемые в тех случаях, когда на одной ступени измельчения необходимо получить высокодисперсную смесь измельченных продуктов

Молотковые дробилки применяются на пищевых производствах для дробления зерна, соли, сахара, картофеля, солода, жмыха, барды, шлаков и других материалов. В этих дробилках молотки, вращающиеся со значительной скоростью в кожухе, ударом раздробляют материал. В месте выпуска продукта кожух снабжен сменным ситом. Материал находится в зоне измельчения до тех пор, пока частицы его не пройдут через сито в нижней части дробилки. Изменяя размеры отверстий сита, регулируют крупность измельчения (помола) материала.

На рисунке представлена схема молотковой дробилки. Ее рабочими органами являются молотки 2, свободно сидящие на стержнях 3. При вращении вала дробилки молотки принимают радиальное положение и ударяют по кускам исходного материала, загружаемого через входной патрубок 1. Конечный материал выгружается через сито 4, величина отверстий которого определяет размер частиц продукта.

Эффективность измельчения молотковых дробилок оценивается *степенью измельчения, производительностью, удельным расходом энергии* при проведении процесса.



Степенью измельчения i называется отношение среднего размера частиц исходного диаметра D_{cp} к среднему размеру частиц измельченного продукта d_{cp} :

$$i = D_{cp} / d_{cp} \quad (1.1)$$

Производительность молотковых дробилок зависит от вида и свойств измельчаемого материала, а также от числа оборотов вала, на котором крепятся молотки, размеров дробилки и решетки на выходе из аппарата.

Удельный расход энергии (потребляемая мощность электродвигателя дробилки) зависит от диаметра ротора дробилки, частоты вращения вала ротора, степени измельчения и физико-механических свойств измельчаемого материала.

Для определения среднего размера частиц до и после измельчения среднюю пробу материала взвешивают и просеивают через набор сит с отверстиями разных размеров и получают несколько фракций. Для каждой фракции находят средний размер частиц фракции $d_{cp.(i-фракц.)}$ как полусумму размеров отверстий в сите, через которые прошли частицы (d_{i-1}) и на которых частицы остались (d_i):

$$d_{cp.(i-фракц.)} = (d_{i-1} + d_i) / 2 \quad (1.2)$$

На практике максимальный размер частиц определяют размером отверстий сита, через которое проходит ВЕСЬ материал данной фракции, а минимальный размер частиц – размером отверстий сита, на котором данная фракция материала находится.

Средний размер частиц в смеси вычисляют по формуле:

$$d_{cp.(смеси)} = 1 / \left[\sum_{i=1}^n (x_i / d_{cp.(i-фракц.)}) \right], \quad (1.3)$$

где $d_{cp.(i-фракц.)}$ – средний размер частиц каждой фракции;

$x_1 \dots x_n$ - относительное массовое содержание каждой фракции в смеси:

$$x_i = G_i / \sum_{i=1}^n G_i, \quad (1.4)$$

где G_i – масса остатка на сите i .

1.1 Порядок выполнения работы

1. По указания преподавателя взвесить две одинаковые порции зернистого материала (пшено, рис, греча, пшеница или др.) $G_{нач}$.

2. Провести ситовый анализ исходного материала. Для этого сита расположить в порядке уменьшения размеров их отверстий сверху вниз. Одну из двух взвешенных порций $G_{нач}$ зернистого материала поместить на верхнее, наиболее грубое, сито. Затем необходимо вручную встряхивать сита до момента окончания отсева, после чего взвесить остатки на каждом сите ($G_1, G_2, G_3, \dots G_n$), включая также материал, попавший на дно сборника ($d=0$).

3. Определить средний размер частиц каждой фракции по формуле 1.2.

4. Рассчитать средний размер частиц в исходной не измельченной смеси D_{cp} по формулам 1.3, 1.4.

5. Вторую взвешенную порцию зернистого материала засыпать в бункер дробилки (мельницы).

6. Включить электродвигатель дробилки на указанное преподавателем время τ , с.

7. После окончания измельчения выключить двигатель.

8. Рассчитать производительность дробилки Q (кг/с) по формуле: $Q = G_{нач} / \tau$.

9. Провести ситовый анализ измельченного материала по аналогии с п.2.

10. Определить средний размер частиц каждой фракции измельченного материала по формуле 1.2.

11. Рассчитать средний размер частиц в измельченной смеси d_{cp} по формуле 1.3, 1.4.

12. Рассчитать степень измельчения материала по формуле 1.1.

13. Оценить в процентах (%) потери проведенного процесса измельчения путем сравнения $G_{нач}$ и суммы масс остатков на каждом сите ($G_1, G_2, G_3, \dots, G_n$).

14. По результатам ситового анализа измельченной смеси построить кривую функции распределения $R(d)$ измельченного материала по диаметрам частиц.

Функция $R(d)$ равна выраженному в процентах отношению массы всех частиц, диаметр которых больше d к общей массе пробы измельченного материала. Величина d определяется по диаметру отверстий сита.

График (кривая) функции $R(d)$ строится в координатах $R, \% - d, мм$, при этом значения R рассчитываются по формулам:

$$R(d_1) = x_1 100; R(d_2) = x_1 + x_2 100; R(d_3) = x_1 + x_2 + x_3 100; R(d_4) = x_1 + x_2 + x_3 + x_4 100 \text{ и т.д.}$$

15. Сформулируйте и запишите вывод по работе.

Отчет по лабораторной работе должен содержать:

- название и цель работы;
- схему экспериментальной установки со спецификацией;
- график функции распределения $R(d)$ измельченного материала по диаметрам частиц, построенный на миллиметровой бумаге в соответствующем масштабе;
- все проведенные расчеты по определению дисперсности материала;
- расчет производительности дробилки;
- оценку потерь проведенного процесса измельчения;
- вывод по работе.

2. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Гидромеханические процессы, широко используются в пищевой промышленности для приготовления растворов, суспензий, эмульсий, очистки и разделения сырья и готовых продуктов, а также для интенсификации процессов тепло- и массообмена. Скорость этих процессов предопределяется законами гидро- и аэродинамики. Движущей силой гидромеханических процессов является перепад давлений (ΔP).

К гидромеханическим процессам относятся процессы образования и разделения неоднородных жидкостных и газовых систем: *перемешивание, диспергирование, пенообразование, псевдооживление, разрушение и удаление неоднородных слоев, отстаивание, фильтрование, центрифугирование, циклонное осаждение, электроосаждение.*

Лабораторная работа № 2 ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ПСЕВДООЖИЖЕННОГО СЛОЯ

Цель работы: экспериментально определить скорости начала псевдооживления и уноса частиц в потоке воздуха, а также условия перехода зернистого слоя из неподвижного состояния во взвешенное.

2.1 Основные определения и теория процесса

Если через неподвижный слой зернистого материала на решетке пропускать снизу вверх поток оживающего агента (жидкость или газ), постепенно увеличивая его расход, то состояние слоя будет определяться скоростью оживающего агента, отнесенной к полному поперечному сечению пустого аппарата:

$$\omega = V / f_a, \quad (2.1)$$

где V – объемный расход оживающего агента, $\text{м}^3/\text{с}$;

$f_a = \pi d^2/4$ – площадь поперечного сечения аппарата, м^2 ;

d – диаметр поперечного сечения аппарата, м.

При скоростях потока ниже первой критической $\omega_{\text{кр}}^1$ (скорости начала псевдооживления) слой остается неподвижным (НС). Оживающий агент движется через слой в режиме фильтрации.

При достижении некоторой скорости оживающего агента, называемой скоростью псевдооживления $\omega_{\text{кр}}^1$, слой переходит из неподвижного в взвешенное (подвижное) состояние (ПС). В таком слое твердые частицы интенсивно движутся, а слой напоминает кипящую жидкость. Как и жидкость, он может течь, обладает вязкостью.

Многие процессы, например *сушка*, протекают гораздо интенсивнее в псевдооживленных слоях по сравнению с неподвижными.

Дальнейшее увеличение скорости приводит к увеличению высоты слоя (слой расширяется, становится более рыхлым). При достижении оживающим агентом второй критической скорости $\omega_{\text{кр}}^2$ (скорость уноса) слой разрушается, а частицы в режиме пневмотранспорта уносятся из аппарата (рис 3а).

Расширение ПС характеризуется порозностью ε , которая представляет собой долю объема, занятого оживающим агентом

$$\varepsilon = \frac{V_{\text{сл}} - V_{\text{ч}}}{V_{\text{сл}}} = 1 - \frac{V_{\text{ч}}}{V_{\text{сл}}} \quad (2.2)$$

где $V_{\text{сл}}$ – общий объем слоя, м^3 ; $V_{\text{ч}}$ – объем твердых частиц, м^3 .

Известно, что для неподвижного слоя частиц $\varepsilon_0 \approx 0,4$; для псевдоожиженного – $0,4 < \varepsilon < 1,0$; для пневмотранспорта $\varepsilon \approx 1,0$.

В процессе псевдоожижения объем твердых частиц $V_{\text{ч}}$ остается величиной постоянной, следовательно, его можно определить по параметрам неподвижного слоя:

$$V_{\text{ч}} = f_a H_0 (1 - \varepsilon), \quad (2.3)$$

где H_0 – высота неподвижного слоя частиц, м.

Подставив уравнение (2.2) в (2.3), можно получить формулу для расчета порозности по измеренным значениям высот слоя:

$$\varepsilon = 1 - (1 - \varepsilon_0) \cdot (H_0 / H) \quad (2.4)$$

Таким образом, ПС может существовать в пределах $\varepsilon = \varepsilon_0 = 0,4$ до $\varepsilon = 1$.

Слой твердых частиц является для оживающего агента гидравлическим сопротивлением следовательно, дифференциальным манометром можно измерить перепад давления ΔP , возникающий при движении оживающего агента через этот слой.

Когда все частицы слоя перейдут в псевдоожиженное состояние перепад давления составит:

$$\Delta P_{\text{пс}} = G_c / f_a, \quad (2.5)$$

где G_c – вес частиц слоя, Н.

Важно понимать, что для ПС значение $\Delta P_{\text{пс}}$ есть величина постоянная, не зависящая от скорости оживающего агента. Это постоянство объясняется тем, что при повышении расхода оживающего агента происходит одновременное увеличение порозности слоя, следовательно, действительная скорость оживающего агента между частицами остается величиной постоянной (рис. 3).

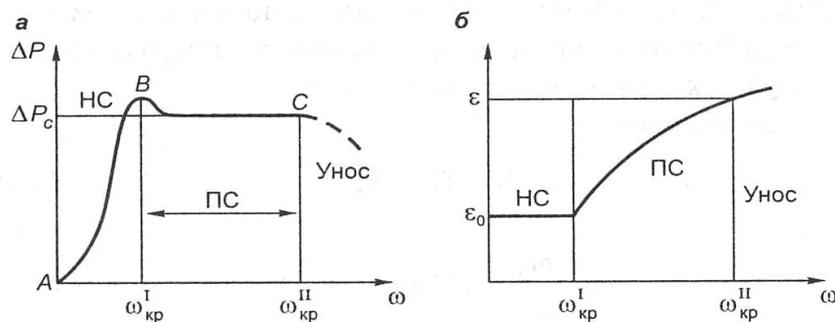


Рис. 3. Зависимости: а - $\Delta P = f(\omega)$; б - $\varepsilon = f(\omega)$

Наличие пика давления на зависимости в момент перехода в ПС объясняется затратами дополнительной энергии на преодоление сил сцепления между частицами. Величина этого пика давления зависит от формы и состояния поверхности частиц.

Реальная кривая псевдоожижения обнаруживает гистерезис – так называемые линии прямого и обратного хода, которые получают соответственно при постепенном увеличении и уменьшении скорости подачи оживающего агента. Кроме того, в реальных условиях перепад давления ΔP может не быть строго постоянным. Он может монотонно возрастать, а также колебаться около некоторого среднего значения.

Отношение рабочей скорости к скорости начала псевдоожижения называется *числом псевдоожижения*. Это число характеризует состояние ПС и интенсивность перемешивания частиц в слое.

Расчет критических скоростей для псевдооживленного слоя проводится с использованием зависимости между критериями Лященко и Архимеда (рис.2.1) $Ly = f(Ar, \varepsilon)$ [1].

Критерий Лященко и Архимеда определяются по формулам:

$$Ly = Re^3 / Ar = \omega^3 \rho_r^2 / \mu_r (\rho_q - \rho_r) g \quad (2.6)$$

$$Ar = \frac{g \cdot \rho_r^2 \cdot d^3}{\mu_r^2} \cdot \frac{(\rho_q - \rho_r)}{\rho_r} \quad (2.7)$$

где μ_r – динамический коэффициент вязкости среды (ожижающего газа). Па·с.

В инженерной практике важно определить обе критические скорости – скорости псевдооживления и уноса. Для этого можно, в частности, воспользоваться формулами Тодеса:

Расчет скорости начала псевдооживления ($\varepsilon = \varepsilon_0 = 0,4$):

$$Re_{no} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 Ar^{0,5}} \quad (2.8)$$

где $Re_{no} = (\omega_{кр}^1 d_c \rho_r) / \mu_r$

Расчет скорости уноса ($\varepsilon = 1$):

$$Re_{yn} = \frac{Ar}{18 + 0,61 Ar^{0,5}} \quad (2.9)$$

где $Re_{yn} = (\omega_{кр}^2 d_c \rho_r) / \mu_r$

Значение $\omega_{кр}^1$ и $\omega_{кр}^2$ находят из критических значений критерия Рейнольдса.

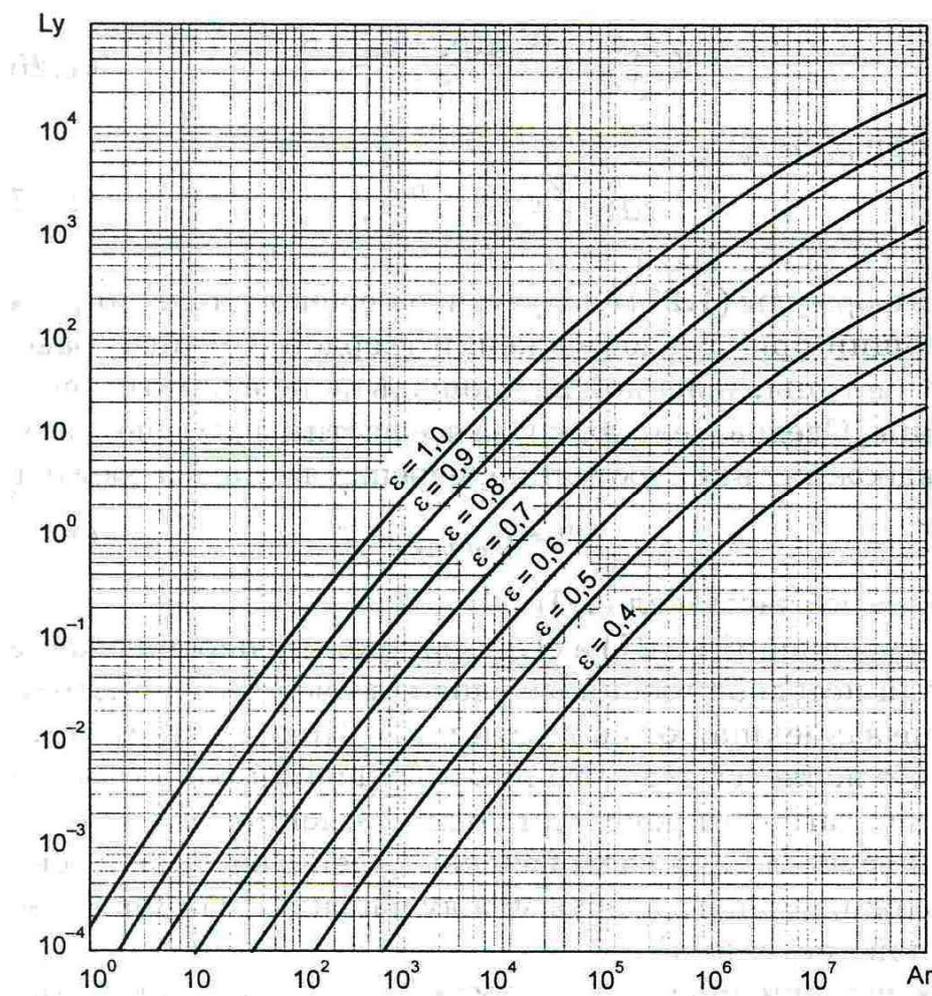


Рис.2.1. зависимость критерия Ly от критерия Ar и порозности слоя ϵ

2.2 Описание установки

Установка представляет собой прозрачную колонку диаметром d , м с установленной в нижней части сеткой, на которой помещен зернистый материал.

В нижнюю часть колонки из компрессора поступает оживающий агент (воздух), расход которого измеряется в m^3 объемным счетчиком. Расход воздуха регулируется путем изменения напряжения, подаваемого к электродвигателю компрессора от регулятора напряжения, подключенного к электрической сети. Перепад давления ΔP , возникающий при движении воздуха через колонку, измеряется дифференциальным манометром (мм вод.ст).

2.3 Порядок выполнения работы

1. Измерить диаметр поперечного сечения колонки d , м и рассчитать площадь поперечного сечения аппарата, $f_a = \pi d^2/4$, m^2 .

2. Записать начальные показания объемного счетчика V_n , m^3 и температуры выполнения опыта t , $^{\circ}C$.

3. Измерить и записать начальную высоту $H_{0,m}$ неподвижного слоя зернистого материала в колонке аппарата.
4. Включить компрессор в электрическую сеть через регулятор напряжения, который предварительно установить в нулевое положение.
5. Постепенно увеличивая расход воздуха в колонке (одновременно включив отсчет времени τ , с) наблюдайте за состоянием слоя. Фиксируя показания дифманометра наблюдайте за переходом слоя из неподвижного состояния (НС) в псевдооживленное (ПС).
6. Измерить высоту $H_{,m}$ псевдооживленного слоя зернистого материала в колонке аппарата.
7. По разности показаний объемного счетчика определить расход газа соответствующий скорости начала псевдооживления

$$V = (V_k - V_n) / \tau$$

8. Увеличивая расход воздуха, наблюдайте момент начала уноса.
9. Режимы начала псевдооживления и начала уноса устанавливаются визуально, повторяя опыт 3 раза и одновременно фиксируя перепад давления в слое и расход воздуха.
10. Определить скорость воздуха ω , м/с:

$$\omega = V / f_a$$

11. Рассчитать гидравлическое сопротивление слоя твердых частиц ΔP переводя показания дифференциального манометра из мм вод. ст. в Па (1 м вод. ст. = 9806,65 Па). С целью упрощения расчетов сопротивление сетки не учитывается.
12. Построить график зависимости $\Delta P = f(\omega)$, на котором отметить данные для каждого из слоев (НС, ПС, унос). По графику определить значение $\omega_{кр}^1$.
13. По формуле 2.4 рассчитать порозность ε и построить график зависимости $\varepsilon = f(\omega)$, на котором отметить данные ε для каждого из слоев.
14. Рассчитать значение плотности и динамической вязкости воздуха по формулам:

$$\rho = \rho_0(273/T)$$

$$\mu = \mu_0[(273+C)/(T+C)] \cdot (T/273)^{3/2},$$

где $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ – плотность воздуха при 0°C , $\mu_0 = 17,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$ – динамический коэффициент вязкости при 0°C ; $T = 273 + t \text{ }^\circ\text{C}$ – абсолютная температура, К; C – постоянная Сатерленда (для воздуха $C=124$).

15. Определить средний диаметр частиц в слое $d_{ч}$.
Для этого зная значение скорости псевдооживления $\omega_{кр}^1$ определить значение критерия Лященко Lu по формуле 2.6. (при этом т.к. $\rho_{ч} \gg \rho_{г}$, то в формуле 2.6. принимаем $\rho_{ч} - \rho_{г} \approx \rho_{ч}$). Плотность твердых частиц $\rho_{ч}$ принимаем равной 1320 кг/м^3 . Затем по графику (рис 2.1) найти соответствующее значение критерия Архимеда при $\varepsilon = 0,4$ и определить средний диаметр частиц в слое $d_{ч}$.
16. Рассчитать по известному $d_{ч}$ значения $\omega_{кр}^1$ и $\omega_{кр}^2$ применяя для расчетов формулы Годеса (2.8, 2.9).
17. Рассчитать вес твердых частиц, находящихся в каждом слое по формуле 2.5.
18. Сравните экспериментально полученные результаты с теоретически рассчитанными.
19. Сформулируйте и запишите вывод по работе.

Отчет по лабораторной работе должен содержать:

- название и цель работы;
- схему установки со спецификацией;
- графики зависимостей $\Delta P = f(\omega)$ и $\varepsilon = f(\omega)$;
- расчет порозности ПС;
- расчет плотности и динамической вязкости воздуха;
- расчет среднего диаметра частиц;
- расчет веса материала в каждом слое;
- расчет $\omega_{кр}^1$ и $\omega_{кр}^2$ по формулам Тодеса;
- вывод по работе.

Лабораторная работа № 3
РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ В ПОЛЕ ДЕЙСТВИЯ
ГРАВИТАЦИОННЫХ И ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ

Цель работы: изучение особенностей процессов осаднения, декантации, фильтрования и центрифугирования.

3.1 Основные определения и теория процесса

Отстаивание (осаднение в поле сил тяжести) является самым дешевым процессом, по сравнению с другими процессами разделения неоднородных систем, например фильтрованием. Отстаивание используют для предварительного разделения суспензий, что позволяет ускорить (при прочих равных условиях) их дальнейшее фильтрование или центрифугирование.

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

Фильтрование – процесс разделения неоднородных систем при помощи пористых фильтрующих перегородок, способных пропускать жидкость или газ, но задерживать взвешенные в среде твердые частицы (осадок).

Движущей силой процесса фильтрования является разность давлений по обе стороны фильтрующей перегородки либо центробежная сила.

В качестве фильтров используют фильтровальную бумагу, различные ткани, пористое стекло, асбест, обычную и стеклянную вату и др. На скорость фильтрования влияют различные факторы – размеры пор фильтра, площадь фильтрующей поверхности, вязкость фильтруемой жидкости, разность давлений, тип растворителя и отделяемого вещества (осадка) и др.

С учетом этих факторов фильтрование может проводиться различными способами. Наибольшее распространение получили два основных способа фильтрования: при *нормальном* и *пониженном* давлении.

Фильтрование при нормальном давлении - наиболее простой и часто применяемый в промышленности и лабораторной практике способ, не требующий сложных приспособлений. Для этого необходимы стеклянная воронка и фильтр (рис.3.1).

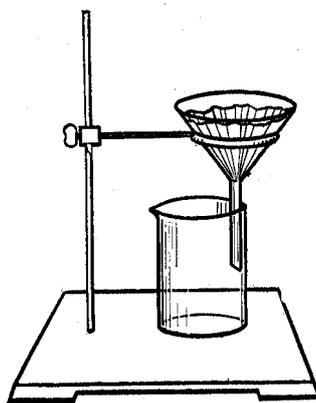


Рис.3.1. Установка для фильтрования через стеклянную воронку.

Фильтрование при пониженном давлении (отсасывание, вакуумное фильтрование) применяют для ускорения процесса фильтрования. В лабораторной практике основным прибором этого метода является *нутч-фильтр*, состоящий из фарфоровой воронки Бюхнера, в которую помещается бумажный фильтр, и толстостенной колбы Бунзена, соединенной через предохранительную склянку с водоструйным (или другим) вакуум-насосом (рис.3.2). При этом диаметр бумажного фильтра, который перед использованием смачивают дистиллированной водой (или другим растворителем), должен быть немного меньше внутреннего диаметра воронки, но таким, чтобы фильтр полностью закрывал все отверстия.

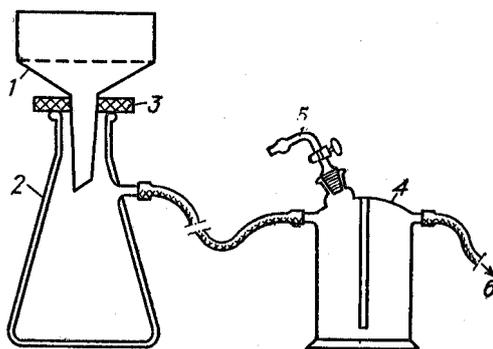


Рис.3.2. Прибор для фильтрования при пониженном давлении (нутч-фильтр)

- 1 - воронка Бюхнера; 2 - колба Бунзена; 3 - кольцо вакуумной резины;
4 - предохранительная склянка (склянка Тищенко для жидкостей); 5 - кран для впуска воздуха; 6 - отвод к водоструйному насосу.

Фильтрование горячих растворов. Необходимость в фильтровании горячих растворов возникает при работе с вязкими растворами, а также в случаях, когда необходимо предотвратить охлаждение в процессе фильтрования и возможную в связи с этим кристаллизацию растворенного вещества на поверхности фильтра. Приспособление для горячего фильтрования водных растворов (рис.3.3) состоит из термостойкого стакана, в который вливают немного воды, и укороченной воронки с фильтром.

Воду в стакане доводят до кипения нагревая стакан, и после того, как пары прогреют воронку, наливают на фильтр горячий раствор, подлежащий фильтрованию. Во избежание охлаждения раствора с поверхности

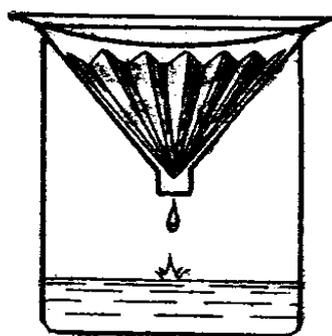


Рис.3.3. Приспособление для горячего фильтрования водных растворов

воронку накрывают часовым стеклом.

В заключение, следует отметить, что для разделения суспензий в ряде случаев удобнее и эффективнее использовать не

фильтрование, а некоторые другие методы, например, декантацию или центрифугирование.

Декантацией называется сливание жидкости с отстоявшегося осадка. К ней целесообразно прибегать, в тех случаях, когда в сравнительно большом количестве жидкости находится немного твердого вещества, которое легко оседает на дно.

Центрифугированием называется разделение в поле центробежных сил систем с размером частиц более 100 нм. Оно бывает двух типов: фильтрующее, предназначенное для интенсификации процесса фильтрования, и стаканное (пробирочное), применяемое для ускорения оседания взвешенного в жидкой фазе вещества.

Опыт № 1. Осаждение в поле действия гравитационных сил.

1. В химическом стакане на 100 мл приготовьте неоднородную смесь из воды и кварцевого песка по заданию преподавателя.

2. Тщательно перемешайте содержимое стакана и в течение 3-5 минут наблюдайте за процессом осаждения.

3. Рассчитайте среднюю скорость осаждения:

$$\omega'_{oc} = 0,5\omega_{oc}, \text{ где}$$

ω_{oc} – теоретическая скорость осаждения (м/с) одиночной шарообразной частицы при ламинарном режиме осаждения, которая рассчитывается по формуле Стокса [1, с.93]:

$$\omega_{oc} = [(d^2 \cdot (\rho - \rho_c) \cdot g) / 18 \cdot \mu_c], \text{ где}$$

d – диаметр шарообразной частицы, м;

ρ – плотность частицы, кг/м³; ρ_c – плотность среды, кг/м³;

μ_c – динамический коэффициент вязкости среды, Па·с.

Для расчетов скорости осаждения принимаем:

$$d = 0,9 \text{ мм}; \rho = 2650 \text{ кг/м}^3; \rho_c = 1000 \text{ кг/м}^3; \mu_c = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}.$$

5. Для определения скорости осаждения одиночной шарообразной частицы при любом режиме осаждения рассчитайте критерий Архимеда:

$$Ar = [(d^3 \cdot (\rho - \rho_c) \cdot \rho_c \cdot g) / \mu_c^2]$$

6. По найденному значению критерия Ar определите критерий Лященко:

$$Ly = [\omega_{oc}^3 \cdot \rho_c^2] / [\mu_c \cdot (\rho - \rho_c) \cdot g]$$

7. По найденным значениям критериев Ar и Ly определите критерий Рейнольдса из соотношения:

$$Ly = Re^3 / Ar$$

8. Рассчитайте скорость осаждения по формуле:

$$\omega_{oc} = [Re \cdot \mu_c] / [\rho_c \cdot d]$$

9. Сравните полученный результат расчета скорости осаждения с результатом расчета по формуле Стокса (п.3).

Опыт № 2. Разделение неоднородной системы декантацией.

1. В химическом стакане на 100 мл приготовьте неоднородную смесь по заданию преподавателя.

2. В течение 3-5 минут наблюдайте за процессом отстаивания и образования осадка.
3. Аккуратно слейте верхнюю, осветленную часть раствора в другой химический стакан и в течение 3-5 минут также наблюдайте за процессом отстаивания и образования осадка.
4. Повторите действия п.3 еще один раз.
5. Оцените эффективность и потери в исследованном процессе разделения. Укажите, что является его движущей силой.

Опыт № 3. Разделение неоднородной системы фильтрованием при атмосферном давлении и при пониженном давлении (вакуум-фильтрование) с использованием различных фильтров.

1. В трех химических стаканах на 100 мл приготовьте по 50 мл одинаковых неоднородных смесей (по заданию преподавателя).
2. Соберите установки для фильтрования с использованием бумажных и стеклянных фильтров при атмосферном давлении и при пониженном давлении.
3. Рассчитайте площадь поверхности (F) фильтрующей перегородки используемых фильтров ($F = \pi \cdot R^2$).
4. Определите время (τ , с) разделения неоднородной смеси при фильтровании через бумажный и стеклянный фильтры при атмосферном и пониженном давлении.
5. Рассчитайте производительность (Π , м³/с) фильтров по формуле:

$$\Pi = (q \cdot F) / (\tau_{\phi} + \tau_{np} + \tau_p),$$
 где q – нагрузка на фильтрующую поверхность, м³/м²;
 F – площадь фильтрующей поверхности, м²;
 τ_{ϕ} , τ_{np} , τ_p – соответственно продолжительность фильтрации, помывки осадка, разгрузки и подготовки фильтра к следующему циклу работы, с.
6. Сделайте вывод об эффективности и целесообразности применения исследованных процессов фильтрования в процессах пищевых производств.

Опыт № 4. Разделение эмульсий центрифугированием.

1. По заданию преподавателя приготовьте заданное количество различных эмульсий.
2. Поместите приготовленные эмульсии в центрифугу на 2 минуты.
3. Визуально оцените эффективность процесса разделения.
4. Рассчитайте центробежную силу C (в Н), развиваемую при центрифугировании по формуле [1, с.101]:

$$C = M \cdot \omega^2 \cdot R \approx 20 M \cdot n^2 \cdot D, \text{ где}$$

M – масса осадка и жидкости, находящейся в барабане центрифуги, кг;
 ω – угловая скорость, с⁻¹; $D = 2R$ – диаметр барабана, м; n – частота вращения центрифуги, с⁻¹.

5. Определите фактор разделения f при центрифугировании, т.е. отношение ускорения центробежной силы к ускорению силы тяжести по формуле:

$$f \approx 20 Fr_{ц},$$

где $Fr_{ц} = (D \cdot n^2) / g$ – видоизмененный критерий Фруда.

По результатам опытов 1-4 сформулируйте вывод по лабораторной работе.

Отчет по лабораторной работе должен содержать:

- название и цель работы;
- схемы экспериментальных установок для каждого опыта со спецификацией;
- все проведенные расчеты по определению скорости осаждения;
- расчет производительности фильтров;
- расчет центробежной силы и фактора разделения при центрифугировании;
- вывод по работе.

Лабораторная работа № 4
ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В ЖИДКИХ СРЕДАХ.
ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАСХОДА МОЩНОСТИ ПРИ ПЕРЕМЕШИВАНИИ В
АППАРАТЕ С МЕШАЛКОЙ

Цель работы: экспериментально определить затраты мощности на перемешивание в аппарате с мешалкой. Установить зависимость критерия мощности от критерия Рейнольдса.

4.1 Основные определения и теория процесса

Перемешивание – это процесс многократного перемещения частиц текучей среды относительно друг друга во всем объеме аппарата, протекающий за счет импульса, передаваемого среде механической мешалкой, струей жидкости или газа. Процессы перемешивания широко применяются в химической и пищевой промышленности для приготовления суспензий, эмульсий и растворов, а также для ускорения тепловых, массообменных и химических процессов. На практике наиболее распространенным способом перемешивания является механический, который осуществляется с помощью вращающихся механических мешалок.

Основными характеристиками процессов перемешивания являются *интенсивность* и *эффективность* перемешивания. *Интенсивность* перемешивания определяется количеством энергии, подводимой к единице объема или к единице массы перемешиваемой среды в единицу времени.

Под *эффективностью перемешивания* понимают технологический эффект, характеризующий качество проведения процесса.

Мощность N , затрачиваемая на перемешивание, зависит от целого ряда факторов: конструкции мешалки, аппарата и его внутренних устройств, физических свойств среды, числа оборотов вала мешалки и ее типа.

Механическое перемешивающее устройство состоит из *вала*, к которому крепится *мешалка*, и *привода*. Применяемые в пищевых производствах мешалки могут быть разделены на следующие основные группы:

– тихоходные – *лопастные, рамные, якорные*. Они имеют относительно большие размеры и малую скорость вращения (обычно не более 80 об/мин);

– быстроходные – *пропеллерные и турбинные*.

Для описания процессов перемешивания широко используются критериальные зависимости. Так, обобщенное уравнение гидродинамики для процессов перемешивания имеет вид [2]:

$$K_N = f(\text{Re}_m, \text{Fr}_m, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots)$$

$$\text{или} \quad K_N = A \cdot \text{Re}_m^m \cdot \text{Fr}_m^n \cdot \Gamma_1^q \cdot \Gamma_2^p \quad (4.1)$$

где $K_N = N / (\rho \cdot n^3 \cdot d^5)$ – критерий мощности;

$\text{Re}_m = (n \cdot d^2 \cdot \rho) / \mu$ – модифицированный критерий Рейнольдса ;

$\text{Fr}_m = (n \cdot d) / g$ – модифицированный критерий Фруда;

Γ_1, Γ_2 – симплексы геометрического подобия;

N – мощность на валу мешалки, Вт;

n – число оборотов мешалки в секунду, c^{-1} ;

d – диаметр мешалки (диаметр окружности, описываемый мешалкой), м.

Если при перемешивании на поверхности жидкости не образуется воронка, то влияние силы тяжести на протекание процесса будет невелико и при условии геометрического подобия уравнение (4.1) принимает вид:

$$K_N = C \cdot Re_M^m \quad (4.2)$$

Безразмерный комплекс K_N называется также критерием Эйлера для перемешивания и обозначается Eu_M .

Таким образом, уравнение 4.2 является общим видом критериальной зависимости для расхода энергии при перемешивании

Значения коэффициентов A , C и показателей m , n , p , q определяется экспериментально, а значения критерия мощности, как правило приводятся в виде графических зависимостей.

На рис.4.1 представлены графики зависимости $Eu_M - Re_M$, составленные на основании экспериментальных данных. Вид кривой зависит от типа мешалки.

Если мешалка, для которой необходимо определить расход мощности, подобна одной из данных в таблице 4.1, то при помощи соответствующей линии на графике зависимости Eu от Re для различных типов мешалок (рис.4.1) можно зная Re_M , найти Eu_M . По найденному значению величины Eu_M находят N .

График, представленный на рис.4.1 дает достаточно точные результаты только в том случае, если расчет производится для мешалки, геометрически подобной мешалкам представленным в табл.4.1 и изображенным на рис.4.2. Если имеют место отклонения от геометрического подобия, то должны быть введены поправки. Поправка вводится и при сильно шероховатых стенках аппарата, установке отражательных перегородок, змеевиков и т.п.

Для характеристики мешалок в таблице 4.1 использованы следующие обозначения: D – диаметр сосуда (реактора); d – диаметр мешалки; h – высота слоя жидкости; b – ширина лопасти мешалки; s – шаг винта; l – длина лопасти.

Таблица 4.1

№	тип мешалки	основные размеры мешалки				характеристика сосуда
		D/d	h/d	b/d	s/d	
1	Двухлопастная	3	1	0,25	-	без перегородок
2	Двухлопастная	3	1	0,167	-	с 4 перегородками шириной 0,1D
3	Двухлопастная	2	1	0,885	-	без перегородок
4	Двухлопастная	2	1	0,885	-	со змеевиком $d_{зм} = 1,9d$; $d_{тр} = 0,066d$; $l = 0,12d$
5	Шестилопастная	1,11	1	0,066	-	без перегородок
6	Пропеллерная	3	1	-	1	без перегородок

7	Пропеллерная	3	1	–	1	с 4 перегородками шириной 0,1D
8	Пропеллерная	3	1	–	2	без перегородок
9	Пропеллерная	3	1	–	2	с 4 перегородками шириной 0,1D
10	Открытая турбинная с 6 лопатками	3	1 $l/d=0,25$	0,2	–	без перегородок
11	Открытая турбинная с 6 лопатками	3	1	0,2	–	с 4 перегородками шириной 0,1D
12	Открытая турбинная с 8 плоскими наклонными лопатками	3	1	0,125	–	с 4 перегородками шириной 0,1D
13	Закрытая турбинная с 6 лопатками	3	1	–	–	без перегородок
14	Закрытая турбинная с 6 лопатками и направляющим аппаратом с 20 лопатками	–	–	–	–	без перегородок
15	Якорная	1,11	1	0,066	–	без перегородок
16	Дисковая с 6 лопатками	2,5	1	0,1	–	с 4 перегородками шириной 0,1D

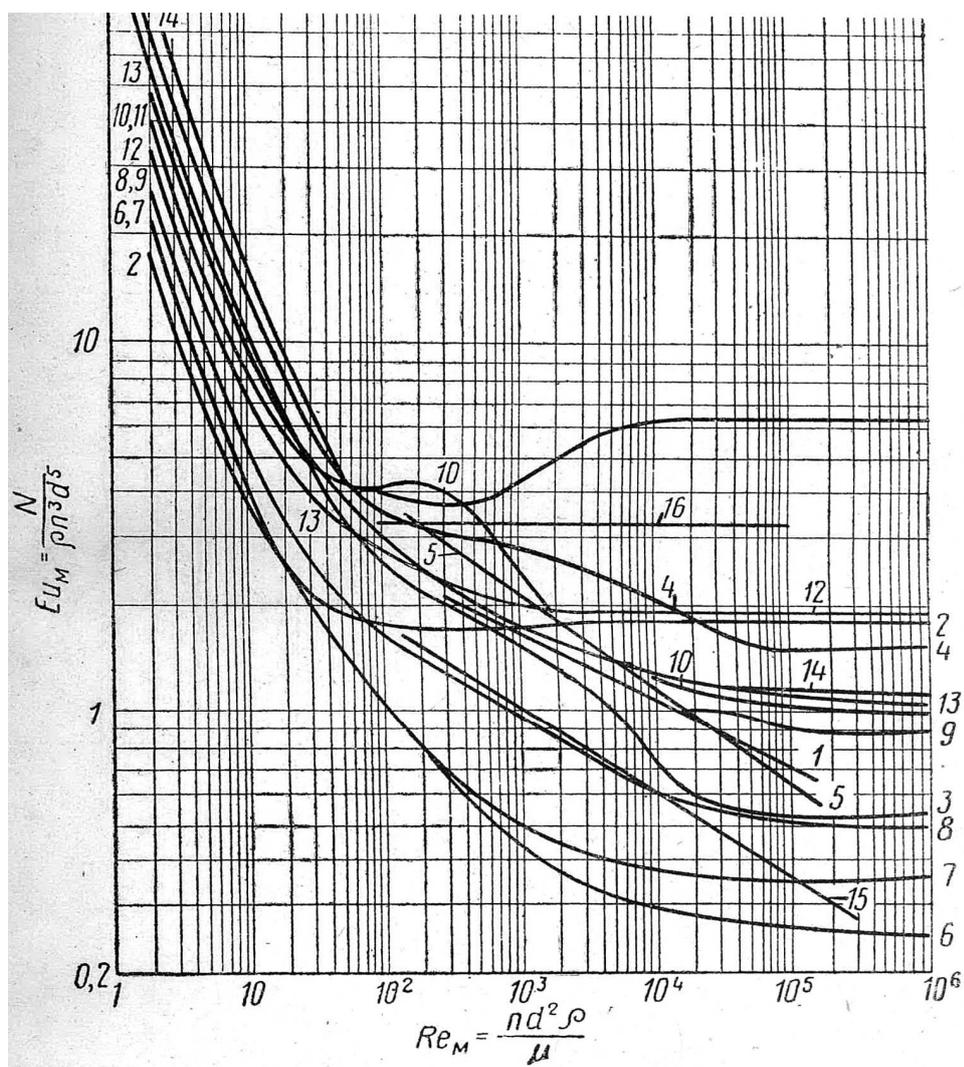


Рис. 4.1. Зависимость Eu от Re для различных типов мешалок

Следует иметь в виду, что определенная таким образом мощность является рабочей мощностью (т.е. мощностью, потребляемой после того как режим работы установлен). В период пуска привода мешалки (например, электродвигателя) сопротивление движению лопастей мешалки значительно превышает рабочую мощность. Поэтому при *лопастных* мешалках необходимо устанавливать электродвигатели, имеющие мощность, превышающую расчетную на 50%, а для *пропеллерных* и *турбинных* мешалок – на 10-15% выше расчетной рабочей мощности.

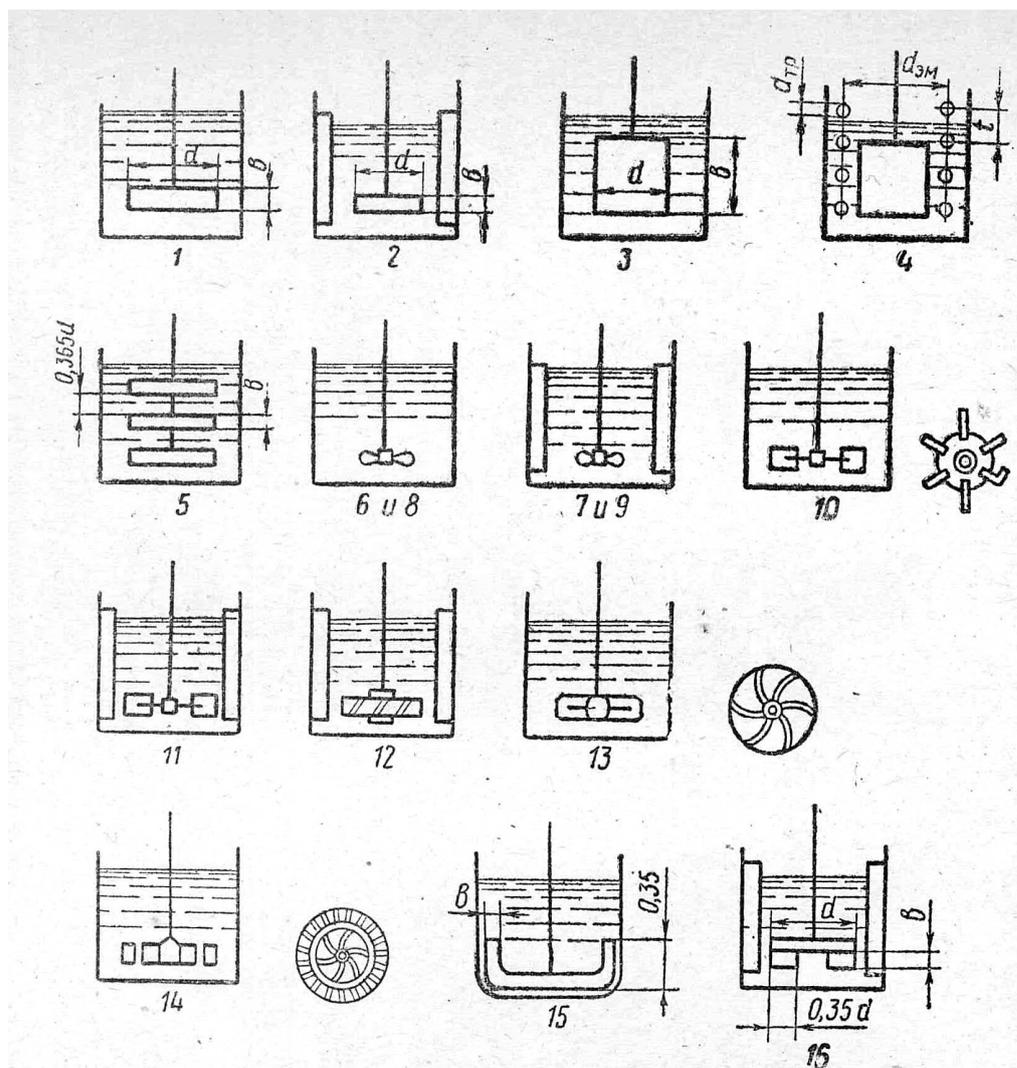


Рис. 4.2 Различные типы мешалок

4.2 Описание установки

Установка для исследования процесса перемешивания состоит из мешалки, которая приводится в действие электродвигателем, подъемного устройства и корпуса аппарата с исследуемой жидкостью.

Изменение частоты вращения вала мешалки осуществляется путем изменения напряжения питания с помощью линейного автотрансформатора (ЛАТР). Мощность, потребляемая электродвигателем, измеряется паре помощи ваттметра. Частоту вращения вала мешалки измеряют с помощью тахометра. С помощью подъемного устройства корпус аппарата может быть установлен на различном уровне по высоте относительно рабочего элемента мешалки. Уровень жидкости в корпусе аппарата H , а также расстояние от нижней кромки лопасти до дна корпуса определяют по шкале, нанесенной на боковой поверхности корпуса. Сменные рабочие элементы мешалки крепятся к валу, который через муфту соединен с электродвигателем.

4.3 Порядок выполнения работы

1. В соответствии с заданием заполните таблицу исходных данных:

Исследуемая среда:		Тип мешалки	
Показатель			
Диаметр мешалки	$d, \text{ м}$		
Диаметр корпуса	$D, \text{ м}$		
Высота слоя среды	$H, \text{ м}$		
Ширина лопасти	$b, \text{ м}$		
Перегородки корпуса	$z, \text{ шт}$		
Глубина погружения рабочего органа	$h, \text{ м}$		
Температура среды	$t, ^\circ\text{C}$		
Плотность среды	$\rho, \text{ кг/м}^3$		
Коэффициент динамической вязкости среды	$\mu, \text{ Нс/м}^2$		

2. Установите на ноль регулятор напряжения электропитания.

3. В соответствии с заданием закрепите рабочий элемент мешалки заданного типа и размера на валу.

5. Включите электропитание двигателя и произведите замеры потребляемой мощности *на холостом ходу* (без погружения в исследуемую среду) при различных частотах вращения мешалки (по указанию преподавателя). Измерения проведите не менее трех раз, принимая результат как среднее значение из трех измерений.

6. Установите на ноль регулятор напряжения электропитания и при помощи подъемного устройства установите заданную глубину погружения рабочего элемента мешалки в исследуемую среду.

7. Включите электропитание двигателя и произведите замеры потребляемой мощности *в период пуска* привода мешалки при различных частотах вращения мешалки (по указанию преподавателя). Измерения проведите не менее трех раз, принимая результат как среднее значение из трех измерений.

8. Включите электропитание двигателя и через указанное преподавателем время произведите замеры потребляемой *рабочей мощности* при различных частотах вращения мешалки (т.е. мощности, потребляемой после того как режим работы установился). Измерения проведите не менее трех раз, принимая результат как среднее значение из трех измерений.

9. Повторите исследования в соответствии с п.2-8 с другим типом рабочего элемента мешалки.

10. Результаты запишите в итоговую таблицу.

11. Для каждого типа мешалки для исследованных частот вращения рассчитайте Re_m .

12. Зная значения Re_m , при помощи зависимости Eu от Re для различных типов мешалок (рис. 4.1) определите Eu_m .

13. По определенным значениям величины Eu_m , рассчитайте N для каждого типа мешалки.

14. Сравните рассчитанные в п.13. величины N с экспериментально определенными значениями.

19. Сформулируйте и запишите вывод по работе.

Тип мешалки:					
частота вращения вала $n_1, c^{-1} =$			частота вращения вала $n_1, c^{-1} =$		
N холостого хода, Вт	N пуска, Вт	N установ. режима, Вт	N холостого хода, Вт	N пуска, Вт	N установ. Режима, Вт
$Re_m = (n_1 d_m^2 \rho) / \mu =$			$Re_m = (n_1 d_m^2 \rho) / \mu =$		
частота вращения вала $n_2, c^{-1} =$			частота вращения вала $n_2, c^{-1} =$		
N холостого хода, Вт	N пуска, Вт	N установ. режима, Вт	N холостого хода, Вт	N пуска	N установ. Режима, Вт
$Re_m = (n_2 d_m^2 \rho) / \mu =$			$Re_m = (n_2 d_m^2 \rho) / \mu =$		
частота вращения вала $n_3, c^{-1} =$			частота вращения вала $n_3, c^{-1} =$		
N холостого хода, Вт	N пуска, Вт	N установ. режима, Вт	N холостого хода, Вт	N пуска	N установ. Режима, Вт
$Re_m = (n_3 d_m^2 \rho) / \mu =$			$Re_m = (n_3 d_m^2 \rho) / \mu =$		

Отчет по лабораторной работе должен содержать:

- название и цель работы;
- схему установки со спецификацией;
- заполненную таблицу исходных данных и итоговую таблицу;
- все проведенные расчеты Re_m для разных частот вращения вала и типов мешалок;
- значения Eu_m , необходимые для расчета N ;
 - расчет N для каждого типа мешалки.
- вывод по работе.

3. МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Массообменные процессы, которые часто называют диффузионными характеризуются переносом (переходом) одного или нескольких компонентов исходного

вещества из одной фазы в другую. Например, при сушке материалов вода переходит в пар, который, в свою очередь, поступает в сушильный агент и окружающую среду. Движущей силой массообменных процессов представляет собой разность концентраций (ΔC).

К массообменным процессам относятся процессы сорбционные процессы (*абсорбция*, *адсорбция*), *дистилляция* (перегонка) и *ректификация*, *экстракция* (*экстрагирование*), *растворение*, *кристаллизация*, *сушка*.

Лабораторная работа № 5
АДСОРБЦИЯ ИЗ РАСТВОРОВ.
ПОСТРОЕНИЕ ИЗОТЕРМЫ АДСОРБЦИИ УКСУСНОЙ КИСЛОТЫ
АКТИВИРОВАННЫМ УГЛЕМ

Цель работы - изучение зависимости величины адсорбции от равновесной концентрации адсорбата.

5.1 Основные определения и теория процесса

Процесс поглощения одного вещества поверхностью другого называют *адсорбцией*. Вещество, частицы которого поглощаются (газ, жидкость, растворенный компонент), называют *адсорбатом*, а поглотитель — *адсорбентом*.

В пищевых производствах применяется много видов адсорбентов: активированные древесный и костяной уголь, целлюлозная масса, силикагель и др.

Наибольшее распространение получили активированные древесные угли, которые, в результате специальной обработки, приобретают пористую структуру с очень большой удельной площадью поверхности (от 600 до 1700 м² на 1 г), что определяет их высокую поглотительную способность.

Активированный уголь широко применяется в ликеро-водочной промышленности для очистки водно-спиртовых растворов, свеклосахарном и рафинадном производстве для обесцвечивания сахарных сиропов и т.д.

Целлюлозная масса широко употребляется для осветления пива, несмотря на то, что его адсорбционная способность в десятки раз меньше адсорбционной способности активированных углей.

Взаимодействия между частицами адсорбата и адсорбента могут иметь различный характер. В зависимости от природы этого взаимодействия различают адсорбцию физическую и химическую (хемосорбцию).

При физической адсорбции частицы адсорбата и адсорбента связываются относительно непрочными межмолекулярными силами взаимодействия (силами Ван-дер-Ваальса). Примером физической адсорбции является адсорбция газов или растворенных веществ активированным углем.

При хемосорбции частицы адсорбата и адсорбента связаны более прочными силами сцепления за счет возникающего химического взаимодействия, приводящего к образованию нового вещества. Примером хемосорбции может служить адсорбция кислорода металлами.

Процесс отрыва частиц адсорбата от поверхности адсорбента, т.е. явление, обратное адсорбции, называют *десорбцией*. Этому процессу подвергают адсорбенты по окончании процесса адсорбции, как правило, с целью их регенерации и многократного повторного использования (если это экономически целесообразно).

Если в системе «*адсорбат — адсорбент*» при заданных условиях скорость адсорбции равна скорости десорбции, состояние системы называют *адсорбционным равновесием*.

Количественно адсорбцию выражают в молях адсорбата на единицу площади поверхности адсорбента (моль/м²) или в моль адсорбата на единицу массы адсорбента (моль/г).

Величина адсорбции зависит от природы адсорбента и адсорбата, температуры и концентрации (или давления) адсорбата. Кривую зависимости величины адсорбции Γ от равновесных концентраций c или равновесного парциального давлений p адсорбата при постоянной температуре T называют изотермой адсорбции: $\Gamma = f(c)$ или $\Gamma = f(p)$ при $T = \text{const}$.

Существует несколько уравнений изотерм адсорбции, но наиболее часто используются уравнения Лэнгмюра и Фрейндлиха.

Зависимость величины адсорбции от концентрации адсорбента ($T = \text{const}$) выражается уравнением Лэнгмюра:

$$\Gamma = \Gamma_{\max} [Kc / (1 + Kc)],$$

где Γ — величина адсорбции; Γ_{\max} — максимальная величина адсорбции, обусловленная поверхностью адсорбента; K — константа адсорбционного равновесия, c — равновесная концентрация адсорбента.

При выводе уравнения Лэнгмюра было сделано предположение, что поверхность адсорбента однородна и при максимальном заполнении образуется мономолекулярный слой.

Отношение $\Gamma / \Gamma_{\max} = \theta$ называется *степенью заполнения поверхности* адсорбатом.

Выразив уравнение Лэнгмюра в виде:

$$1/\Gamma = 1/\Gamma_{\max} + 1/(\Gamma_{\max} K c)$$

получают линейную зависимость $1/\Gamma$ от $1/c$.

Графическое изображение изотермы адсорбции Лэнгмюра в двух формах представлено на рис 5.1. На оси ординат отсекается отрезок, равный $1/\Gamma_{\max}$, а $\text{tg } \alpha = 1/(\Gamma_{\max} K)$

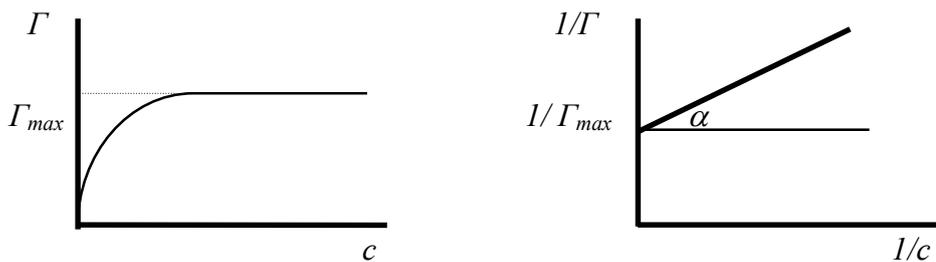


Рис. 5.1 Изотерма Лэнгмюра в двух формах.

Из графика, построенного в координатах $1/\Gamma - 1/c$, можно рассчитать максимальную величину адсорбции (Γ_{\max}) и затем по уравнению Лэнгмюра константу адсорбционного равновесия (K).

Изотерма Лэнгмюра редко соблюдается в реальности, т.к. условия, заложенные при ее выводе, соблюдаются редко. Поэтому предложены другие уравнения, в которых используются несколько иные допущения. Г.Фрейндлих в 1906 г. предложил эмпирическое уравнение изотермы (уравнение Фрейндлиха):

$$\Gamma = K_{\phi} c^n,$$

где K_{ϕ} и n — постоянные.

Уравнение Фрейндлиха соблюдается при адсорбции некоторых веществ в области средних заполнений ($\theta = 0,2 - 0,8$).

5.2 Порядок выполнения работы

В данной работе величину адсорбции (Γ) рассчитывают как разность между числом моль уксусной кислоты в объеме колбы до адсорбции (n_o) и после адсорбции (n):

$$\Gamma = n_o - n.$$

Концентрацию уксусной кислоты в растворе рассчитывают по закону эквивалентов:

$$C_{\text{экв}(к)} V_k = C_{\text{экв}(щ)} V_{щ},$$

где $C_{\text{экв}(к)}$, $C_{\text{экв}(щ)}$ - молярные концентрации эквивалентов (нормальности) растворов кислоты и щелочи, моль/л; V_k , $V_{щ}$ - объем растворов кислоты и щелочи, мл.

Константу адсорбционного равновесия рассчитывают по уравнению Лэнгмюра.

1. На теххимических весах возьмите пять навесок по 1,0 г активированного угля и внесите их в чистые сухие колбы. Мерным цилиндром влейте в колбы (колбы пронумеруйте) по 50 мл (заранее приготовленного в химическом стакане на 100 мл) раствора уксусной кислоты различной концентрации (**по указанию преподавателя**) в первую колбу - раствор 1, во вторую - раствор 2, в третью - раствор 3, в четвертую - раствор 4, в пятую - раствор 5. Для ускорения процесса адсорбции периодически взбалтывайте содержимое колб.

2. Для определения исходной концентрации раствора уксусной кислоты в коническую колбу отберите пипеткой 10 мл раствора 1, добавьте 1-2 капли фенолфталеина и оттитруйте. Для этого бюретку заполните 0,1 н. раствором NaOH до нулевого деления и приливайте из нее по каплям раствор щелочи в кислоту до тех пор, пока от одной капли избытка раствора щелочи анализируемый раствор не окрасится в розовый цвет, не исчезающий при перемешивании.

Повторите титрование еще два раза. Результаты двух титрований не должны отличаться друг от друга более чем на 0,1 мл.

3. Аналогично проанализируйте исходные растворы 2, 3, 4 и 5. Результаты титрования (V_0) внесите в таблицу.

4. Через 20–25 минут после начала адсорбции отфильтруйте растворы через бумажный фильтр в конические колбы и определите в фильтрах равновесные концентрации уксусной кислоты так же, как были определены исходные концентрации. Результаты титрования (V) внесите в таблицу.

5. По результатам опыта рассчитайте: молярную концентрацию растворов уксусной кислоты до адсорбции (c_0) и после адсорбции (c), моль/л; число моль уксусной кислоты в объеме колбы до адсорбции (n_0) и после адсорбции (n); величину адсорбции (Γ), моль/г; значение $1/c$, моль⁻¹л; значение $1/\Gamma$, моль⁻¹л.

6. Результаты расчетов сведите в таблицу:

№ опыта	Объем раствора NaOH		Концентрация р-ра CH ₃ COOH, моль/л		Число моль CH ₃ COOH в 50 мл р-ра		Γ	$1/c$	$1/\Gamma$
	V_0	V	c_0	c	n_0	n			
1									
2									
3									
4									
5									

7. На миллиметровой бумаге постройте графики зависимости адсорбции от концентрации CH₃COOH в растворе в координатах: 1) $\Gamma-c$; 2) $1/\Gamma-1/c$.

8. Из второго графика определите $1/\Gamma_{\text{max}}$ и рассчитайте максимальное значение адсорбции (Γ_{max}).

9. Рассчитайте константу адсорбционного равновесия (K).

10. Сформулируйте и запишите выводы по работе.

Отчет по лабораторной работе должен содержать:

- название и цель работы;
- схему установки со спецификацией;

- заполненную итоговую таблицу;
- расчеты концентрации уксусной кислоты в растворе до и после адсорбции;
- графики зависимости адсорбции от концентрации CH_3COOH в растворе в координатах: 1) $G-c$; 2) $1/G - 1/c$;
- расчеты $1/G_{max}$, максимального значения адсорбции (G_{max}) и константы адсорбционного равновесия (K);
- вывод по работе.

Лабораторная работа № 6 ИЗУЧЕНИЕ КИНЕТИКИ КОНВЕКТИВНОЙ СУШКИ КАПИЛЛЯРНО-ПОРИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ В ТУННЕЛЬНОЙ СУШИЛКЕ

Цель работы – экспериментальное изучение кинетики конвективной сушки капиллярно-пористых материалов.

6.1 Основные определения и теория процесса

Сушка – процесс удаления влаги из материалов. Влагу можно удалить *механическим* способом (отжимом, фильтрованием, центрифугированием) или *тепловым* т.е. путем испарения влаги и отвода образующихся паров.

В пищевой промышленности сушка является одним из основных процессов и применяется практически во всех производствах. В свеклосахарном производстве сушке подвергается сахар-песок, сахар-рафинад, а также отходы производства – жом. Большую роль сушка играет в спиртовом и пивоваренном производстве, при получении сгущенного молока, сухих фруктов и овощей, хлебных сухарей и т.д. В ряде производств сушка является заключительным этапом технологического процесса, определяющим качество готового продукта (производство макарон, пастилы, сухофруктов и др.).

По своей физической сущности сушка является сочетанием связанных друг с другом процессов *массо-* и *теплообмена*. Удаление влаги при сушке сводится к перемещению тепла и влаги внутри материала и их переносу с поверхности материала в окружающую среду.

Аппараты для проведения процесса сушки называются *сушилками*. Основным конструктивным отличием сушилок является способ подвода тепла в установку.

По способу подвода теплоты к высушиваемому материалу различают следующие виды сушки: *конвективная, контактная, радиационная, диэлектрическая, сублимационная*.

Наиболее распространены в пищевой промышленности *конвективные сушилки*. Процесс сушки в конвективных сушилках осуществляется путем непосредственного контакта сушильного агента с влажным материалом. Принудительная подача сушильного агента осуществляется вентиляторами. С целью увеличения сушильной способности сушильный агент подвергают температурному воздействию (нагреванию в калорифере). В качестве сушильного агента чаще всего используют воздух или топочные газы. В случае необходимости улавливания частиц высушиваемого материала на выходе из сушильной установки устанавливают циклон.

С целью сохранения качества продукции при сушке пищевого сырья температура для подавляющего количества материалов не должна превышать 60°C , что сказывается на кинетике процесса сушки.

Одним из самых распространенных типов конвективных сушилок являются туннельные сушилки, применяемые для сушки овощей, фруктов, ягод, грибов, орехов и лекарственных растений и др.

Общий вид такой сушилки представлен на рисунке 6.1. Основным элементом сушилки является корпус 1 в котором по направляющим 2 перемещаются вагонетки 3 с высушиваемым

материалом. С целью лучших условий омывания материала воздухом или топочными газами стеллажи в вагонетках делаются из сеток.

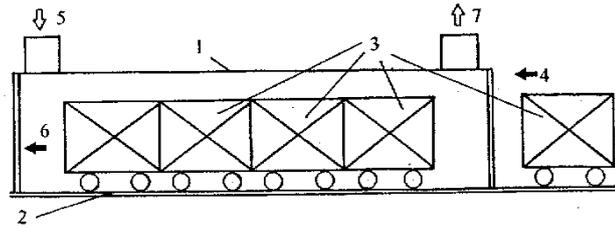


Рисунок 6.1. Туннельная сушилка:

1 – корпус; 2 – направляющие; 3 – вагонетки; 4 – вход влажного материала; 5 – вход сушильного агента; 6 – выход испаренного материала; 7 – выход сушильного агента

Канал туннельной сушилки имеет три основные зоны: *зону подготовки, зону обжига и зону охлаждения*. Сперва в сушилке происходит досушка и подогрев продукции, затем тележки проходят через зону обжига, где подвергаются воздействию высоких температур, после чего выходят в зону охлаждения. Вентилятор нагнетает воздух в сушилку в зоне охлаждения, а горячий воздух от остывающей продукции выводится в зону обжига.

Влажные материалы, которые подвергаются сушке, разделяются на *жидкости*, содержащие влагу (истинные и коллоидные растворы) и *твердые тела*, содержащие влагу (сахар, соль, коллоидно-дисперсные системы – гели, капиллярно-пористые материалы и др.).

Особенности строения капиллярно-пористых материалов (зерно, хлеб, кожа и др.) обуславливают явления *усадки* и увеличения *хрупкости* материала при сушке, что позволяет превращать их в порошок (например, в муку).

Под *влажностью* материала W , понимается выраженное в процентах содержание воды в общей массе материала:

$$W = (G_{\text{вл}} / G) \cdot 100\% , \quad (6.1)$$

где $G_{\text{вл}}$ – масса воды (влаги), кг; G – общая масса материала, кг.

Соответственно, общая масса материала $G = G_{\text{св}} + G_{\text{вл}}$ представляет собой сумму масс сухого вещества ($G_{\text{св}}$, кг) и воды ($G_{\text{вл}}$, кг).

В процессе сушки масса сухого вещества не меняется, что значительно упрощает расчеты.

В ряде случаев удобнее рассчитывать не влажность, а *влажносодержание* материала, u :

$$u = G_{\text{вл}} / (G - G_{\text{вл}}) \quad \text{или} \quad u = W / (100 - W) \quad (6.2)$$

6.2 Порядок выполнения работы

1. По указанию преподавателя взвесить порцию сухого капиллярно-пористого материала (пшеница, макаронные изделия, крупы или др.) $G_{\text{св}}$, кг и поместить ее в химический стакан объемом 200 мл.

2. По указанию преподавателя добавить к взвешенной порции сухого материала необходимое для увлажнения количество воды $G_{\text{вл}}$, кг.

3. Рассчитать общую массу увлажненного материала: $G = G_{\text{св}} + G_{\text{вл}}$.

4. Тщательно и аккуратно перемешать сухой материал с водой, добиваясь равномерности увлажнения.

5. Взвесить пустую вагонетку туннельной сушилки, с закрепленным к ней термометром $m_{\text{ваг}}$, кг.

6. Перенести увлажненный материал в вагонетку туннельной сушилки. При этом измерительная часть термометра должна быть погружена в объем материала на половину его высоты.

7. Взвесить заполненную увлажненным материалом вагонетку туннельной сушилки: $m_0 = G + m_{\text{ваг}}$, кг

8. Оценить в % потери материала при переносе из химического стакана в вагонетку.

9. Рассчитать влажность (W_0) и влагосодержание (u_0), находящегося в вагонетке материала.

10. Включить вентилятор и калорифер туннельной сушилки и после прогрева установки до заданной температуры поместить в нее вагонетку с увлажненным материалом.

11. Включить отсчет времени.

12. В течение указанного преподавателем времени сушки с интервалом 1 мин провести серию из i -измерений температуры $t_i^{\circ}\text{C}$, и массы вагонетки с высушиваемым материалом m_i , кг.

13. Выключить калорифер, а затем, через 1 минуту, вентилятор сушилки.

14. По разности масс вагонетки m_0 , кг и m_i определить массу удаленной на i -этапе сушки воды $G_{\text{вл } i}$, кг.

15. Рассчитать влажность (W_i) и влагосодержание (u_i) материала для каждого i -этапа эксперимента по формулам 6.1 и 6.2.

16. Построить термограмму сушки – температурную кривую, характеризующую среднеобъемную температуру образца материала в течение всего эксперимента в координатах $t^{\circ}\text{C} - \tau$, мин.

17. Построить кинетическую кривую сушки в координатах $u - \tau$, мин.

18. На построенных графиках указать характерные участки, соответствующие прогреву материала, периоду постоянной скорости сушки и периоду падения скорости процесса.

19. Сформулировать и записать вывод по работе.

Отчет по лабораторной работе должен содержать:

- название и цель работы;
- схему установки со спецификацией;
- расчеты влажности и влагосодержания материала для каждого этапа эксперимента;
 - термограмму сушки в координатах $t^{\circ}\text{C} - \tau$, мин;
 - кинетическую кривую сушки в координатах $u - \tau$, мин.
- оценку в % потерь материала при переносе из химического стакана в вагонетку сушилки;
- вывод по работе.

Лабораторная работа № 7
ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА РАЗДЕЛЕНИЯ
БИНАРНОЙ ЖИДКОЙ СМЕСИ ДИСТИЛЛЯЦИЕЙ

Цель работы – экспериментальное изучение особенностей процесса разделения бинарных жидких смесей дистилляцией.

7.1 Основные определения и теория процесса

Перегонка - способ разделения или очистки веществ, основанный на различных температурах кипения составляющих жидкость летучих компонентов.

Перегонка представляет собой процесс, при котором вещества, входящие в состав смеси, путем нагревания последовательно переводятся в парообразное состояние, пары отводятся в холодильник, где они конденсируются в жидкость, поступающую затем в

приемник. Необходимым условием для проведения этого процесса является различная летучесть разделяемых компонентов при одной и той же температуре.

За ходом процесса перегонки наблюдают по показаниям термометра, входящего в состав перегонных установок. Определение температуры кипения каждого из перегоняющихся веществ служит основным способом идентификации вещества при его выделении и очистке перегонкой.

На практике широко применяются три основных способа перегонки:

- перегонка при нормальном давлении (простая и фракционная);
- перегонка при пониженном давлении (перегонка в вакууме);
- перегонка с водяным паром.

Существует 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 отличаются, или когда требуется отделение целевого продукта от практически нелетучих примесей (например, при очистке жидкостей от механических примесей, нелетучих солей и т.п.).

Ректификация – процесс более полного, многократно повторяемого разделения гомогенных смесей летучих жидкостей путем двухстороннего *массо-* и *теплообмена* между жидкой и паровой фазами, имеющими различную температуру и движущимися относительно друг друга. Разделение смеси на компоненты в этом случае происходит при контакте фаз и позволяет получать пары, представляющие собой почти чистый низкокипящий компонент смеси.

Схема простейшей лабораторной установки для простой перегонки представлена на рис.7.5.

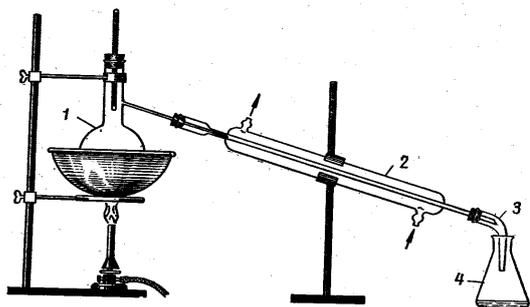


Рис.7.5. Установка для перегонки при атмосферном давлении: 1- перегонная колба (колба Вюрца); 2 - холодильник; 3 - алонж; 4 - приемник.

Перегонка при пониженном давлении (перегонка в вакууме) применяется когда перегоняемые вещества полностью или частично разлагаются при температуре кипения (при атмосферном давлении). Если перегонку проводить при пониженном давлении, то температура кипения веществ понижается, а значит, уменьшается или вовсе устраняется возможность их разложения.

Перегонка с водяным паром. Этим способом пользуются для выделения из смесей веществ, которые кипят при довольно высокой температуре, а поэтому не исключена возможность их разложения. Перегонять с водяным паром можно только такие органические вещества, которые нерастворимы или труднорастворимы в воде, а также не взаимодействующие с ней. Кроме этого, этот метод применяется для разделения таких смесей веществ, из которых только одно улетучивается с паром.

Преимущество этого метода перед обычной перегонкой особенно ярко проявляется в тех случаях, когда очищаемый продукт загрязнен большим количеством смолистых примесей или разлагается при температуре кипения даже под вакуумом.

Процесс перегонки широко используется в пищевой промышленности, особенно в спиртовой и ликеро-водочной технологии, в виноделии, в производстве эфирных масел и др.

В основу современной теории дистилляции положены закономерности перегонки бинарных смесей, установленные Д.П.Коноваловым и М.С.Вревским, позволяющие классифицировать все встречающиеся в природе бинарные смеси летучих компонентов.

Законы Коновалова устанавливают связь между изменениями состава, давления или температуры в системах *Жидкость-Пар*.

Первый закон Коновалова: пар обогащен тем компонентом, добавление которого к жидкости повышает давление пара над ней или понижает ее температуру кипения; пар всегда обогащен низкокипящим компонентом, чем соответствующая ему равновесная жидкая фаза.

Второй закон Коновалова: если зависимость давления и температуры смеси от ее состава имеет экстремум (максимум или минимум), то в этом случае смесь называется *азеотропной*, для которой состав жидкой фазы и равновесного с ней пара одинаковы.

Азеотропная смесь не может быть разделена на компоненты простой перегонкой, так как жидкая смесь и пары над ней имеют одинаковый состав.

Таким образом, для *бинарной смеси* (т.е. смеси состоящей из двух компонентов), получаемый при перегонке пар содержит большее количество легколетучего, или низкокипящего компонента (НК), а неиспарившаяся жидкость – труднолетучего, или высококипящего компонента (ВК). Эта жидкость называется *остатком*, а жидкость, полученная в результате конденсации паров, в зависимости от вида перегонки, называется *дистиллятом* или *ректификатом*.

Для повышения эффективности процесса разделения смеси на компоненты широко применяется *дефлегмация* – процесс частичной конденсации паровой смеси в специальных устройствах – дефлегматорах, приводящий к обогащению оставшейся части пара НК. Образующаяся при этом жидкая фаза называется *флегмой*.

Аппарат для простой перегонки по традиции называется *перегонный куб*. Простая перегонка в таком аппарате без дефлегмации эффективна только в том случае, когда приняты меры, предотвращающие возможность дефлегмации – тщательная теплоизоляция, равномерный обогрев стенок перегонного куба и труб между кубом и конденсатором (холодильником), что требует дополнительных затрат. Поэтому на практике кубовые аппараты снабжают дефлегматорами, простейшим вариантом которого является шлем, установленный над кубом, охлаждаемый воздухом. Более совершенные конструкции аппаратов для простой перегонки снабжены дефлегматорами тарельчатого типа, или специальными емкостями – сухопарниками.

В процессе перегонки процентное содержание НК в кубе непрерывно изменяется. В начале процесса образующиеся пары содержат относительно больше НК, чем жидкая фаза. По мере перегонки постепенно уменьшается содержание НК в жидкости, оставшейся в кубе. Это приводит к тому, что по мере перегонки уменьшается содержание НК и в паре. Поэтому последовательно отбираемые порции дистиллята неравноценны в отношении содержания НК. Только первые порции дистиллята содержат значительный процент НК. По мере увеличения количества дистиллята процентное содержание НК в нем приближается к его содержанию в первоначальной смеси.

Эффективность простой перегонки бинарной смеси *этиловый спирт–вода* может быть оценена средним содержанием (в %,Об) спирта в дистилляте.

7.2 Порядок выполнения работы

1. Отмерить 100 мл первоначальной бинарной смеси *этиловый спирт–вода*, содержащей $\approx 10\%$, Об спирта.
2. При помощи ареометра, предназначенного для определения состава водно-спиртовых смесей, точно определить процентное содержание этилового спирта.
3. По графику зависимости показателя преломления смеси *этиловый спирт–вода* от содержания спирта при данной температуре проверить правильность определения.
4. Перелить всю исходную смесь в перегонную колбу аппарата, установить простейший дефлегматор и термометр. Подсоединить колбу к конденсатору (холодильнику), подключенному к системе холодного водоснабжения.

5. Проверить правильность подключения холодильника, его работоспособность и герметичность всех соединений установки.
6. Присоединить к холодильнику алонж и установить приемник дистиллята.
7. Соблюдая правила техники безопасности включить обогрев куба.
8. Наблюдать за происходящими во времени изменениями в системе и фиксировать температуру процесса.
9. В момент начала кипения смеси зафиксировать температуру и записывать ее последующие значения в течение всего эксперимента.
10. При появлении первых капель сконденсировавшихся в холодильнике паров – дистиллята пипеткой отобрать пробу и при помощи рефрактометра определить её показатель преломления.
11. По графику зависимости показателя преломления смеси *этиловый спирт–вода* от содержания спирта при данной температуре определить содержание спирта в головной фракции дистиллята.
12. После того, как в приемнике собралось примерно 2 мл дистиллята, заменить приемник на новый (пустой) для отбора следующей фракции.
13. После того, как в новом приемнике собралось примерно 2 мл дистиллята пипеткой отобрать пробу и при помощи рефрактометра определить её показатель преломления.
14. По графику зависимости показателя преломления смеси *этиловый спирт–вода* от содержания спирта при данной температуре определить содержание спирта в данной фракции дистиллята.
15. Снова заменить приемник на новый (пустой) и повторить п.13-14.
16. Продолжать повторение эксперимента до того момента, пока состав дистиллята, определенный по показателю преломления, не станет равным составу исходной смеси.
17. Соблюдая правила техники безопасности отключить обогрев куба, и, через время указанное преподавателем, перекрыть подачу воды в холодильник установки.
18. Проанализировать эффективность перегонки каждой фракции.
19. Сформулировать и записать вывод по работе.

Отчет по лабораторной работе должен содержать:

- название и цель работы;
- схему установки со спецификацией;
- график зависимости показателя преломления смеси *этиловый спирт–вода* от содержания спирта при данной температуре;
- оценку эффективности перегонки каждой фракции;
- вывод по работе.

Лабораторная работа № 8
ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИКИ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ ВОДОРАСТВОРИМЫХ
КОМПАНЕНТОВ КАПИЛЯРНО–ПОРИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

Цель работы – экспериментальное изучение особенностей процесса экстрагирования в зависимости от различных условий проведения процесса.

8.1 Основные определения и теория процесса

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. Процесс может проводиться периодически или непрерывно.

В пищевой промышленности экстрагирование используется в различных отраслях: для получения и очистки (рафинирования) сахара, растительных масел, растворимого кофе, соков, витаминов, настоек, пива, крахмала, ликероводочных изделий, отваров и т.д.

В зависимости от типа взаимодействующих фаз процессы экстрагирования имеет две разновидности:

Экстрагирование – процесс в системе *Твердое тело–Жидкость*;

Жидкостная экстракция – процесс в системе *Жидкость–Жидкость*.

Растворитель для жидкостной экстракции (*экстрагент*) должен отвечать определенным требованиям:

- не растворяется в другом растворителе, который содержит извлекаемое вещество;
- существенно лучше растворяет экстрагируемое вещество, чем растворитель, из которого это вещество извлекается;
- не должен химически взаимодействовать ни с извлекаемым веществом, ни с растворителем его содержащим;
- легко удаляться при выделении из него извлекаемого вещества;
- быть сравнительно безопасным в обращении.

В пищевой промышленности широкое распространение получили различные экстрагенты – вода, этиловый спирт, бензин и др. Для экстрагирования растительных масел широко используются различные смеси органических растворителей.

Чаще всего жидкостной экстракции приходится подвергать водные растворы. Один из лабораторных методов состоит в проведении процесса в делительной воронке, в которую наливают раствор, подлежащий экстракции, и экстрагирующую жидкость (не более 2/3 объема воронки). Делительную воронку закрывают пробкой и осторожно встряхивают, после чего закрепляют на штативе и оставляют в покое до полного разделения слоев жидкостей. Затем открывают пробку и кран и медленно сливают нижний слой в стакан. Оставшийся верхний слой (*экстракт*) выливают через верхнее отверстие воронки в другую посуду. После этого растворитель отгоняют и получают извлекаемое вещество.

Для извлечения нужного продукта из смеси твердых веществ иногда достаточно размешать эту смесь с подходящим растворителем, отфильтровать (или декантировать) полученный раствор и выделить из него искомое вещество. При этом степень экстрагирования повышается при тщательном размельчении твердого вещества. Эффективность процесса увеличивается также при применении избытка растворителя, перемешивании и при тщательном отделении экстракта от оставшегося после фильтрования порошка. Повторение процесса несколькими меньшими порциями свежего растворителя дает лучшее извлечение, чем проведение его в один прием всем количеством растворителя. Такой вид экстракции, проводимый при комнатной температуре, называется *мацерацией*, а при нагревании – *дегерированием*.

Сложность экстрагирования заключается в том, что скорость процесса извлечения целевых продуктов определяется большим числом параметров, которые трудно поддаются обобщению и анализу. На механизм и кинетику процесса существенное влияние оказывают физико-химические свойства растворителя и целевого компонента, температура, давление и т.д., а также время протекания процесса и производительность оборудования.

Процесс экстрагирования базируется на законах диффузии и равновесного распределения переходящих компонентов между двумя фазами (*жидкость–жидкость*,

твердое тело–жидкость). Его движущей силой является разность концентраций компонентов в этих фазах.

В соответствии с механизмом процесса существенно отличаются методы их инженерного расчета, и как следствие, аппараты для проведения экстракционных процессов конструктивно отличаются друг от друга.

Механизм экстрагирования твердого вещества отличается большей сложностью и включает в себя три стадии: 1) проникание экстрагента в пористую структуру твердого тела; 2) растворение целевого компонента в экстрагенте; 3) диффузия растворенного компонента в основную массу жидкости.

Конкретные обстоятельства приводят к тому, что каждая из этих стадий может определять скорость всего процесса. Однако чаще всего скорость процесса в целом лимитируется третьей стадией, как наиболее медленной.

Поэтому кинетика переноса целевого компонента из частиц твердой фазы в сплошную среду экстрагента, в общем случае, описывается уравнением конвективной диффузии.

Если извлекаемый компонент содержится в порах твердого вещества в твердом виде, то он последовательно растворяется в избирательном растворителе (экстрагенте), проникающем в поры исходного сложного по составу твердого вещества, диффундирует к наружной поверхности последнего и затем диффундирует от этой поверхности в основную массу жидкости. Если извлекаемый компонент содержится в порах твердого вещества в растворенном состоянии, то процесс экстрагирования сводится к извлечению растворенного вещества, которое диффундирует из пор твердого вещества в основную массу жидкости. Таким образом, при экстрагировании распределяемому веществу необходимо преодолеть как внутреннее, так и внешнее диффузионное сопротивление.

При экстрагировании из капиллярно-пористого материала миграция распределяемого вещества в твердой фазе обычно осуществляется посредством молекулярной диффузии. Плотность диффузионного потока в материале, отнесенную к единице его поверхности, описывают уравнением Фика с использованием эффективного коэффициента диффузии (*коэффициента массопроводности*) D_e :

$$I = -D_e \Delta c, \quad (8.1)$$

где I – вектор плотности диффузионного потока в расчете на полное сечение материала; D_e – эффективный коэффициент диффузии, зависящий от структурных параметров материала; c – концентрация извлекаемого материала.

Поскольку экстрагирование вещества в капиллярно-пористом материале происходит в основном за счет молекулярной диффузии в объеме пор, то поверхностной диффузией в слое зачастую можно пренебречь.

Зависимость эффективного коэффициента диффузии D_e от параметров пористой структуры характеризуется соотношением:

$$D_e = D \cdot \varepsilon \cdot \Pi = D \cdot m, \quad (8.2)$$

где D – коэффициент диффузии в гомогенной среде (чистой жидкости); Π – коэффициент диффузионной проницаемости; $m = \varepsilon \cdot \Pi$ – параметр, зависящий от пористости структуры.

Процесс переноса вещества описывается уравнением массопроводности:

$$M = -DF (dx/dl)\tau, \quad (8.3)$$

где M – масса перенесенного вещества, кг; D – коэффициент массопроводности, $\text{м}^2/\text{с}$; F – площадь поверхности частиц, м^2 ; dx/dl – градиент концентрации вдоль направления диффузии, $(\text{кг}/\text{м}^3)/\text{м}$; τ – время, с.

Коэффициент массопроводности определяется опытным путем.

Количество вещества, отводимого с поверхности твердого тела в кружающую жидкость, определяется по уравнению:

$$M = \beta F (X_n - C) \tau, \quad (8.4)$$

где β – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/с; X_n – концентрация извлекаемого вещества на поверхности твердого тела (на границе «твердое тело – жидкость»), кг/м³; C – концентрация жидкости в данный момент времени, кг/м³.

Величина коэффициента массоотдачи β зависит от гидродинамической обстановки (условий обтекания частиц жидкостью) и температуры жидкости.

Приравнявая правые части уравнений (8.3) и (8.4), находим:

$$-DF \frac{dx/dl}{\tau} = \beta F(X_n - C) \tau \quad (8.5)$$

Преобразуя уравнение (8.5) разделив правую часть его на левую и, отбросив знаки математических операторов, получаем безразмерный комплекс – диффузионный критерий Био (Bi):

$$Bi = \beta l / D, \quad (8.6)$$

где l – определяющий размер: для пластины половина ее толщины; для цилиндра и сферы – радиус R .

Критерий Био отражает подобие переноса распределению вещества на границе твердой и жидкой фаз и имеет важное значение для анализа процессов массопередачи с участием твердой фазы.

Кинетический режим диффузионного процесса определяется численным значением критерия Био Bi . Условие $Bi \ll 1$ (т.е. $\rightarrow 0$), означает, что процесс протекает во внешнедиффузионной области. Кинетика процесса лимитируется диффузионным сопротивлением пограничного слоя. В этом случае процесс можно интенсифицировать активизацией гидродинамического режима (увеличением относительной скорости движения фаз, применение взвешенного слоя и т.д.).

Из этого следует, что увеличение внешней массоотдачи является главным средством интенсификации процесса экстрагирования, что позволяет сократить его продолжительность в десятки и сотни раз. Однако повышение скорости перемешивания увеличивает коэффициент массоотдачи и способствует интенсификации экстрагирования только при малых Bi , а в условиях внутريدиффузионного режима уже не оказывает влияния на скорость процесса экстрагирования.

Условие $Bi \gg 1$ (т.е. $\rightarrow \infty$) свидетельствует о внутريدиффузионном кинетическом режиме, т.е. экстрагирование определяется внутренней диффузией извлекаемого вещества, и кинетика процесса лимитируется диффузионным сопротивлением самого материала. В этом случае для интенсификации процесса можно повысить температуру, что приводит к росту коэффициента диффузии; можно уменьшить размеры частиц, изменить их форму или наложить внешние поля (электрическое, электромагнитное и др.), ускоряющие внутренний массоперенос и т.д.

При периодическом проведении процесса связь между содержанием экстрагируемого вещества в твердом теле и окружающем его растворе выражается уравнением материального баланса:

$$G_t(X_n - X) = G_p(C - C_n), \quad (8.7)$$

где G_t – масса твердого вещества, кг; G_p – масса растворителя, кг; X_n , C_n – начальные концентрации извлекаемого вещества в растворе, находящемся в порах твердого тела и в экстрагирующей жидкости (экстрагенте) ($\tau=0$); X , C – средние концентрации извлекаемого вещества в твердом теле и растворе в текущий момент времени τ ($X = C$ при $\tau \rightarrow \infty$).

Уравнение (8.7) можно представить в следующем виде:

$$C - C_n = b(X_n - X), \quad (8.8)$$

где $b = G_t/G_p$ – коэффициент, зависящий от концентрации суспензии.

Кинетику процесса переноса вещества из твердого тела в жидкость можно описать обобщенной зависимостью:

$$(X_n - X) / (X_n - C_n) = f(Fo, Bi, \Gamma, b) \quad (8.9)$$

где $Fo = D\tau/l$ – диффузионный критерий Фурье; Γ – симплекс геометрического подобия, характеризующий форму и размер частицы (для пластины $\Gamma = 0$).

Значения критериев Bi , и коэффициента диффузии D определяют по опытным данным. Зная эти величины и представив уравнение (8.9) в удобном виде, можно рассчитать концентрацию X извлекаемого компонента в твердом теле в любой момент времени или определить длительность процесса экстракции при заданной степени извлечения:

$$\varepsilon = (X_n - X) / X_n \quad (8.10)$$

8.2 Порядок выполнения работы

1. По указания преподавателя взвесить 4 одинаковые порции сухого капиллярно-пористого материала (чай, натуральный кофе в зернах или др.) и поместить ее в пронумерованные химические стаканы (№1 - №4) объемом 100 мл.
2. Две порции (стаканы №1 и №2) при помощи лабораторной мельницы подвергнуть тщательному измельчению.
3. Добавить ко всем порциям сухого материала по 50 мл воды при начальной температуре 20°C.
4. Включить отсчет времени процесса.
5. В течение указанного преподавателем интервала времени наблюдать за происходящими изменениями в системе при различных гидродинамических режимах:
 - в стакане № 1 вести наблюдение за измельченным образцом при постоянном интенсивном перемешивании;
 - в стакане № 2 вести наблюдение за измельченным образцом без перемешивания;
 - в стакане № 3 вести наблюдение за неизмельченным образцом при постоянном интенсивном перемешивании;
 - в стакане № 4 вести наблюдение за неизмельченным образцом без перемешивания.
6. Эффективность процесса оценивать визуально, путем сравнения оптической плотности получаемых экстрактов в одинаковый интервал времени.
7. Повторить п.1-6 повысив начальную температуру экстрагента (воды) до 50°C.
8. Повторить п.1-6 повысив начальную температуру экстрагента (воды) до 100°C.
9. Сделайте вывод о характере кинетики исследованного процесса в зависимости от начальной температуры, степени измельчения и гидродинамического режима.
10. Сформулировать и записать вывод по работе.

Отчет по лабораторной работе должен содержать:

- название и цель работы;
- схему установки со спецификацией;
- оценку характера кинетики исследованного процесса в зависимости от начальной температуры, степени измельчения и гидродинамического режима;
- вывод по работе.

4. ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ

К тепловым процессам относятся процессы, скорость которых подчиняется законам теплопередачи. Движущая сила тепловых процессов – разность температур (ΔT).

Тепловые процессы могут проходить как без изменения агрегатного состояния компонентов системы (*нагрев, охлаждение*), так и с изменением агрегатного состояния (*конденсация, парообразование (кипение, выпаривание, сгущение), замораживание–размораживание, плавление-отверждение*).

Лабораторный практикум по тепловым процессам в Брестском государственном техническом университете включен в программу курса «Теплотехника», предусмотренного рабочим учебным планом специальности 1-36 09 01 Машины и аппараты пищевых производств.

РАЗДЕЛ КОНТРОЛЯ ЗНАНИЙ

Контрольные вопросы для текущей аттестации

1. Каким общим законом описываются процессы пищевой технологии? Как его можно записать?
2. Содержание и последовательность расчетов аппаратов пищевых производств.
3. Какими показателями характеризуются периодический и непрерывный процессы? Их преимущества и недостатки.
4. Как рассчитываются объемы аппаратов периодического и непрерывного действия?
5. Чем обуславливается необходимость использования метода моделирования при исследовании и расчете аппаратов?
6. Как получают критерии подобия? Какие критерии гидродинамического подобия Вы знаете?
7. Что такое условия однозначности?
8. Что такое жидкость, какими свойствами она характеризуется?
9. Чем отличается идеальная жидкость от реальной?
10. Что называют гидростатическим давлением, каковы его основные свойства?
11. Каково основное уравнение гидростатики?
12. Что называют абсолютным давлением, избыточным давлением, вакуумом?
13. Сформулируйте закон Паскаля.
14. Как определить силу давления жидкости на плоскую стенку?
15. Как определяются вертикальная и горизонтальная составляющие полной силы гидростатического давления на криволинейную поверхность?
16. Сформулируйте закон Архимеда.
17. Перечислите виды и основные характеристики движения жидкости.
18. Как рассчитать критерий Рейнольдса?
19. Сформулируйте уравнение неразрывности потока жидкости.
20. Чем отличаются уравнения Бернулли для реальной и идеальной жидкости?
21. Какие виды гидравлических сопротивлений различают при движении жидкости?
22. Как рассчитать потери напора в местных сопротивлениях?
23. От каких величин зависит коэффициент гидравлического сопротивления при турбулентном режиме движения жидкости?
24. Как рассчитать скорость и расход жидкости при истечении через отверстия и насадки?
25. Как классифицируются насосы по принципу действия?
26. Перечислите основные параметры работы насосов.
27. Как определить напор насоса?
28. Принцип действия и конструкция центробежного насоса.
29. Что такое рабочие характеристики насоса?
30. Работа центробежного насоса на сеть.
31. Принцип действия и конструкция осевого насоса.
32. Принцип действия и конструкция эрлифта.
33. Как рассчитать теоретическую производительность поршневого насоса?

34. Принцип действия и конструкция монтежу.
35. Принцип действия и конструкция плунжерного насоса.
36. Принцип действия и конструкция шестеренчатого насоса.
37. Принцип действия и конструкция шибера насоса
38. Какие Вы знаете неоднородные (гетерогенные) системы?
39. Назовите методы разделения неоднородных систем.
40. Какие критерии гидродинамического подобия используются для описания процесса осаждения?
41. Какие уравнения описывают процесс осаждения при ламинарном и турбулентном режимах?
42. Методы интенсификации процесса осаждения.
43. Какие неоднородные системы разделяют методом отстаивания?
44. В чем заключается расчет отстойников? Какой размер частиц является определяющим?
45. Отстойники каких конструкций используются для разделения
46. Какие типы фильтрационных процессов Вы знаете?
47. Запишите основное уравнение для определения скорости фильтрования.
48. Что является движущей силой процесса фильтрования?
49. Какие параметры влияют на скорость фильтрования?
50. Какие основные конструкции фильтров Вы знаете?
51. Методы интенсификации скорости процесса фильтрования.
52. Какими методами можно повысить эффективность разделения неоднородных смесей по сравнению с отстаиванием?
53. Какой фактор характеризует разделяющую способность центрифуг?
54. Что является движущей силой процесса центрифугирования? Каково соотношение движущих сил в отстойниках и центрифугах?
55. Чем отличаются конструкции сепараторов для разделения эмульсий и суспензий?
56. Расчет отстойных центрифуг.
57. Расчет фильтрующих центрифуг непрерывного действия.
58. Дайте сравнительную оценку эффективности фильтрования в фильтрах и центрифугах.
59. Принцип действия и расчет гидроциклонов.
60. Какова эффективность работы различных пылеулавливающих устройств и стоимость очистки по отношению к циклонам?
61. Каким показателем оценивают работу пылеулавливающего оборудования?
62. Частицы каких размеров могут быть осаждены из газовых потоков под действием гравитационных сил?
63. В каких аппаратах происходит разделение газовых неоднородных систем под действием инерционных и центробежных сил?
64. Достоинства и недостатки циклона.
65. Какие факторы влияют на степень очистки в циклонах?
66. В чем заключается мокрая очистка газов? Ее недостатки.
67. Принцип осаждения частиц в электрическом поле.
68. Каким образом можно достигнуть степени очистки газового потока более

99%.

69. С какой целью используют перемешивание при проведении гомогенных и гетерогенных процессов в пищевой промышленности?
70. Какие способы перемешивания Вам известны?
71. С помощью каких характеристик сравнивают между собой различные перемешивающие устройства?
72. Какие конструкции механических мешалок применяются в промышленности и чем обуславливается их выбор?
73. Какие конструктивные приемы используют для предотвращения образования воронки при перемешивании?
74. С помощью какого критериального уравнения оцениваются затраты энергии на перемешивание жидких сред?
75. График зависимости критерия мощности от $Re_{ц}$.
76. Каким образом с помощью этого графика можно определить мощность, потребляемую мешалкой?
77. В чем сущность процессов обратного осмоса и ультрафильтрации?
78. Каковы общность и различие этих процессов?
79. Для каких целей применяются обратный осмос и ультрафильтрация в пищевой технологии?
80. Какой процесс лежит в основе обратного осмоса? Что является движущей силой процессов обратного осмоса и ультрафильтрации?
81. Чем принципиально отличается ультрафильтрация от обычного фильтрования?
82. Какие мембраны используются в процессах обратного осмоса и ультрафильтрации? Какими свойствами должны обладать мембраны?
83. Какие конструкции аппаратов для проведения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации применяются в пищевых производствах?
84. Какие технологические процессы можно отнести к теплообменным?
85. Назовите способы распространения тепла.
86. Что такое теплоотдача, теплопередача? Есть ли между ними разница?
87. Назовите основные этапы расчета теплообменной аппаратуры.
88. С какой целью составляют тепловой баланс аппарата?
89. Запишите основное уравнение теплопередачи.
90. Какой физический смысл имеет коэффициент теплопередачи?
91. В чем заключается смысл закона теплопроводности Фурье?
92. Физический смысл коэффициента теплопроводности?
93. Какие параметры характеризуют теплоотдачу при естественной и вынужденной конвекции?
94. Что называется конвективной теплоотдачей?
95. Сформулируйте закон теплоотдачи Ньютона и объясните физический смысл коэффициента теплоотдачи.
96. Запишите дифференциальное уравнение конвективного теплообмена.
97. Почему при расчетах конвективного теплообмена используют критериальные уравнения?

98. Какие критерии теплового и гидродинамического подобия используются при описании конвективного теплообмена? Их физический смысл.
99. Какие критерии используют для описания теплоотдачи в условиях механического перемешивания?
100. В чем заключаются особенности теплоотдачи при изменении агрегатного состояния? Какой критерий их учитывает? Его физический смысл.
101. Запишите выражение, связывающее между собой коэффициент теплопередачи и коэффициенты теплоотдачи.
102. Из каких величин складывается общее термическое сопротивление теплопередачи?
103. Что является движущей силой теплообменных процессов?
104. Какие схемы относительного движения рабочих сред применительно к процессу теплопередачи Вы знаете?
105. При каких условиях происходит конденсация паров и газов? Какие виды конденсации Вы знаете?
106. Что такое поверхностная конденсация и в каких аппаратах она осуществляется?
107. В чем отличие между мокрыми и сухими конденсаторами?
108. Какие типы теплообменников наиболее широко применяются в пищевой промышленности?
109. Принцип работы одноходового кожухотрубного теплообменника.
110. С какой целью используются многоходовые кожухотрубные теплообменники?
111. В каких случаях используют теплообменники типа "труба в трубе"?
112. Устройство и принцип работы спиральных и пластинчатых теплообменников. Их достоинства и недостатки.
113. Назначение и сущность процесса выпаривания. Его практическое использование в пищевой промышленности.
114. Как изменяются свойства раствора при выпаривании?
115. Какие методы выпаривания Вы знаете? Их преимущества и недостатки.
116. Что такое полезная разность температур и как она распределяется в процессе выпаривания?
117. Из чего складываются температурные потери при выпаривании?
118. Способы экономии греющего пара при выпаривании?
119. В чем заключается расчет выпарных установок и порядок его проведения?
120. Конструкции выпарных установок. Их преимущества и недостатки.
122. Какие процессы называются массообменными? Приведите примеры.
123. В каком направлении и до какого предела протекают массообменные процессы?
124. Приведите примеры аналогий массопередачи, теплопередачи. Чем отличаются эти процессы?
125. Составьте уравнение материального баланса по всему веществу и по распределяемому компоненту.
126. Что характеризует рабочая и равновесная линии процесса? Как определить направление массопередачи?

127. Какой закон описывает перенос вещества из ядра потока к поверхности раздела фаз?
128. Почему в расчетной практике пользуются не дифференциальными уравнениями массопереноса, а критериальными?
129. Назовите критерии диффузионного подобия и дайте их физический смысл.
130. В чем отличие в форме записи основного уравнения массопередачи от основного уравнения теплопередачи?
131. Охарактеризуйте понятия коэффициент диффузии, коэффициент массоотдачи, коэффициент массопередачи. Покажите их взаимосвязь.
132. Какова сущность абсорбции ?
133. Что является движущей силой абсорбции ?
134. Как влияет расход абсорбента на размеры абсорбера ? Может ли абсорбер работать при минимальном расходе абсорбента?
135. Какие конструкции абсорберов применяются в промышленности ?
136. Какие применяются насадки в абсорберах ? Каким требованиям должны удовлетворять насадки ?
137. В чем заключается сущность процесса адсорбции?
138. Какие адсорбенты применяются в пищевой промышленности. Каковы их области применения?
139. Какие требования предъявляются к адсорбентам?
140. Какие конструкции адсорбентов применяются в пищевой промышленности?
141. На что расходуется теплота при конвективной сушке?
142. Чем отличается идеальная сушка от реальной?
143. Как построить реальный процесс сушки в $i-x$ диаграмме?
144. Какие известны конструкции конвективных сушилок?
145. Какие специальные виды сушки известны?
146. Чему равняется расход теплоты на удаление свободной влаги?
147. Чему равняется общий расход теплоты на сушку?
148. Почему процесс сушки разделяется на первый и второй периоды?
149. Какие факторы определяют скорость сушки в первом периоде?
150. Какие факторы определяют скорость сушки во втором периоде?
151. На что расходуется теплота при конвективной сушке?
152. Чем отличается идеальная сушка от реальной?
153. Как построить реальный процесс сушки в $i-x$ диаграмме?
154. Какие известны конструкции конвективных сушилок?
155. Какие специальные виды сушки известны?
156. Назначение и сущность процесса экстракции. Каково отличие процесса экстракции от экстрагирования ?
157. Какие вы знаете методы экстракции?
158. Классификация аппаратов для экстракции.
159. Какие стадии являются наиболее важными при экстрагировании ?
160. Какие факторы влияют на величину коэффициента диффузии и коэффициента массоотдачи?
161. Методы интенсификации экстракционного процесса.

162. Какие вы знаете аппараты для экстрагирования?
163. Какие свойства жидкостей лежат в основе процессов разделения однородных систем?
164. Что такое простая перегонка?
165. Какие разновидности простой перегонки применяются в пищевой промышленности?
166. В чем заключается сущность и преимущества простой перегонки с дефлегмацией?
167. Какие задачи решаются с помощью законов Коновалова Д.П. и Вревского М.С. при анализе процессов перегонки жидкостей?
168. Что такое ректификация?
Какие процессы протекают на тарелках ректификационной колонны?
169. Что такое флегма, кубовый остаток, дистиллят? Какой состав они имеют?
170. Какие конструкции ректификационных аппаратов применяются в пищевой промышленности?
171. С какой целью применяются измельчение и классификация твердых материалов?
172. На какие виды подразделяется измельчение в зависимости от начальных и конечных размеров наибольших кусков материала?
173. Чем характеризуется процесс измельчения?
174. Какими методами производится измельчение твердых материалов?
175. Какие схемы измельчения применяются в пищевой промышленности?
176. От каких характеристик измельчаемых материалов зависит работа, затрачиваемая на измельчение?
177. Какие типы измельчающих машин применяются в промышленности?
178. Характеристики дробилок и мельниц.
179. Какие требования предъявляются к измельчающим машинам?
180. Каков принцип действия шоковых, гирационных и молотковых дробилок?
181. Какие мельницы применяются для дробления и помола зерна?
182. Каков принцип действия свеклорезки?
183. Какие виды классификации используются в промышленности?
184. На чем основана классификация материалов грохочением?
185. На чем основана гидравлическая и воздушная классификация?
186. В каких аппаратах производится воздушная классификация?
187. Для чего применяется прессование в пищевой промышленности?
188. Чем различаются обезвоживание и брикетирование продуктов?
189. Из каких составляющих складывается давление прессования?
200. От каких величин зависит средний коэффициент уплотнения?
201. От каких величин зависит средняя плотность брикета?
202. Какое оборудование применяется для обработки продуктов прессованием?
203. Каков принцип работы обезвоживающих шнековых прессов?
204. Ротационных брикетизирующих прессов?
205. Каковы устройство и принцип работы гранулирующего устройства?

ПРИМЕРНЫЙ ПЕРЕЧЕНЬ ВОПРОСОВ, ВЫНОСИМЫХ НА ЭКЗАМЕН

1. Возникновение и развитие науки о процессах и аппаратах.
2. Классификация основных процессов пищевых производств. Основные положения науки о процессах и аппаратах.
3. Принципы анализа и расчета процессов и аппаратов.
4. Кинетические закономерности основных процессов пищевой технологии.
5. Понятие о подобии физических явлений. Теоремы подобия. Методы моделирования. Основные правила моделирования.
6. Гидромеханические процессы. Неоднородные системы: методы получения и разделения.
7. Виды неоднородных систем и их характеристика.
8. Уравнение материального баланса процессов получения и разделения неоднородных систем.
9. Перемешивание. Способы ведения процесса.
10. Механическое перемешивание. Типы перемешивающих устройств. Расчет затрат мощности на перемешивание.
11. Методика расчета аппаратов для механического перемешивания.
12. Разделение неоднородных систем в поле действия сил тяжести.
13. Отстаивание и декантация.
14. Основы теории осаждения и расчет скорости отстаивания.
15. Отстойники. Расчет площади осаждения.
16. Пылеосадительные камеры. Расчет расстояния между полками камеры.
17. Фильтрование. Назначение, способы и виды процесса фильтрования. Движущая сила и скорость процесса фильтрования.
18. Основное уравнение процесса фильтрования. Удельное сопротивление осадка и фильтровальной перегородки.
19. Уравнение процесса фильтрования при постоянной разности давлений и при постоянной скорости процесса.
20. Типы фильтров. Барабанный вакуум-фильтр. Центробежное фильтрование. Расчет производительности фильтрующей центрифуги.
21. Ультрафильтрация и обратный осмос.
22. Разделение неоднородных систем в поле действия центробежных сил
23. Основы теории центрифугирования. Фактор разделения. Отстойные центрифуги.
24. Расчет производительности центрифуг.
25. Сепараторы. Расчет производительности сепаратора.
26. Очистка газов. Способы очистки газов от пыли.
27. Конструкции и принцип действия циклонов и вихревых пылеуловителей.
28. Расчет времени пребывания взвеси в циклоне. Гидравлическое сопротивление и эффективность улавливания циклонов и вихревых пылеуловителей.
29. Роль тепловых процессов в пищевой технологии и их классификация.
30. Способы переноса тепла. Движущая сила процессов теплопереноса. Теплопроводность.
31. Уравнение Фурье. Конвективный теплообмен. Тепловой пограничный слой.
32. Закон Ньютона. Дифференциальное уравнение конвективного теплообмена.
33. Критерии теплового подобия. Основное уравнение теплопередачи. Расчет коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи.
34. Классификация теплообменных аппаратов.
35. Теплообменники типа «труба в трубе».
36. Змеевиковые теплообменные аппараты.
37. Кожухотрубные теплообменники.
38. Спиральные теплообменные аппараты.
39. Пластинчатые теплообменники.

40. Теплообмен при непосредственном контакте сред. Теплообменники смешения.
41. Методика расчетов теплообменников.
42. Греющие и охлаждающие агенты, используемые в пищевой промышленности.
43. Тепловые балансы. Расчет расхода теплоносителя, как с изменением, так и без изменения его агрегатного состояния. Выбор направления движения теплоносителей.
44. Теплообмен при фазовом переходе. Кипение жидкостей. Конденсация паров.
45. Сущность процессов пастеризации и стерилизации. Режимы пастеризации.
46. Аппаратурное оформление процессов пастеризации и стерилизации.
47. Назначение и способы процесса выпаривания.
48. Выпаривание в одиночном выпарном аппарате. Уравнение материального и теплового балансов процесса выпаривания в однокорпусном аппарате.
49. Удельный расход греющего пара, методы его снижения.
50. Выпаривание с тепловым насосом (термокомпенсатором).
51. Многокорпусное выпаривание. Схемы многокорпусных выпарных установок (МВУ). Уравнения материальных и тепловых балансов МВУ.
52. Полезная разность температур МВУ и ее распределение по корпусам. Расчет оптимального числа корпусов МВУ.
53. Конструкции пленочных и роторно-пленочных выпарных аппаратов.
54. Механические процессы. Измельчение твердых материалов. Сущность, назначение и способы процесса измельчения.
55. Дробление и помол. Физические основы процесса измельчения. Уравнение Ребиндера, гипотезы Кика-Кирпичева и Реттингера.
56. Аппаратурное оформление процесса измельчения. Шаровая мельница. Расчет частоты вращения барабана.
57. Классификация массообменных процессов.
58. Механизм массопереноса в подвижной и неподвижной среде, в системах с твердой фазой. Правило фаз. Линия равновесия и рабочая линия.
59. Направление и скорость массопередачи. Молекулярная диффузия. I закон Фика.
60. Дифференциальное уравнение конвективной диффузии. II закон Фика.
61. Критерии подобия и критериальные уравнения массообмена. Уравнения массоотдачи и массопередачи.
62. Сущность процесса абсорбции и области его применения.
63. Материальный баланс абсорбции. Уравнение рабочей линии. Удельный расход абсорбента.
64. Аппаратурное оформление процесса абсорбции. Гидродинамические режимы работы насадочных и тарельчатых абсорберов.
65. Поверхностные явления. Поверхностное натяжение. Смачивание. Сущность процесса адсорбции.
66. Адсорбционное равновесие, изотерма адсорбции. Константа адсорбционного равновесия.
67. Типы адсорбентов и адсорберов. Аппараты с неподвижным, псевдооживленным и плотнодвижущимся слоем зернистого материала.
68. Общие сведения о методах разделения многокомпонентных жидких смесей, перегонке и ректификации.
69. Равновесие в системе «Жидкость-Пар». Законы Коновалова. Азеотропные смеси. Простая перегонка.
70. Простая перегонка с дефлегмацией. Материальный баланс простой перегонки.
71. Ректификация. Схемы установок периодической и непрерывной ректификации.
72. Материальный баланс непрерывной ректификации бинарных смесей. Уравнение рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей ректификационной колонны.

73. Минимальное и рабочее флегмовое число. Тепловой баланс ректификационной колонны. Типы ректификационных аппаратов.
74. Теоретические основы, физическая сущность и назначение процессов экстракции и экстрагирования. Равновесие в системе «Жидкость-Жидкость». Материальный баланс.
75. Аппаратурное оформление процессов экстракции и экстрагирования, пути их интенсификации.
76. Общие сведения о процессе кристаллизации. Области практического применения. Равновесие в системе «Жидкость-Твердое вещество». Материальный и тепловой балансы.
77. Типы кристаллизаторов. Пути повышения эффективности процесса кристаллизации.
78. Общие сведения о процессе сушки и областях ее практического применения.
79. Конвективная и контактная сушка.
80. Формы связи влаги с веществом (материалом, сырьем). Основные параметры влажного воздуха.
81. Диаграмма состояния влажного воздуха и ее анализ. Равновесие в системе «Твердое вещество-Пар» при сушке. Материальный и тепловой баланс.
82. Варианты организации проведения процесса конвективной сушки. Кинетика процесса сушки.
83. Методы интенсификации процессов сушки.
84. Типы сушилок. Их устройство, принципы работы.

ВАРИАНТЫ ЗАДАНИЙ НА КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

Вариант № 1

ЗАДАНИЕ

на курсовой проект

по дисциплине «Процессы и аппараты пищевых производств»

для студентов специальности 1-36 09 01 Машины и аппараты пищевых производств

Студенту(ке) группы МАПП- _____

1. Тема курсового проекта: **«Спроектировать трубчатый теплообменник непрерывного действия для пастеризации молочных продуктов»** Вариант № 1
2. Срок сдачи студентом законченной работы _____
3. Исходные данные к работе:

Тип продукта	МОЛОКО
Тип аппарата: вертикальный или горизонтальный (В,Г)	Г
Производительность, G (т/ч)	5
Начальная температура среды, t_1 (°C)	12
Конечная температура среды, t_2 (°C)	85
Давление греющего пара, p_n (МПа)	0,140
Внутренний диаметр трубки, d_b (мм)	28
Толщина стенок трубки, δ (мм)	2,5
Длина трубки, l , (м)	2,0
Предварительное число ходов, z_n	2
Число часов работы аппарата в сутки, θ ч	14

4. Содержание пояснительной записки (перечень подлежащих разработке вопросов):
Пояснительная записка к курсовому проекту включает все исходные, расчетные и графические материалы и оформляется в определенной последовательности:

- 4.1. Титульный лист.
- 4.2. Задание на курсовой проект.
- 4.3. Реферат.
- 4.4. Содержание.
- 4.5. Введение.
- 4.6. Технологическая схема установки и ее описание.
- 4.7. Основные расчеты. Расчет или подбор вспомогательного оборудования
 - 4.7.1. Гидродинамический расчет
 - 4.7.2. Тепловой расчет
 - 4.7.3. Конструктивный расчет
 - 4.7.4. Изоляционный расчет
 - 4.7.5. Расчет теплотерь
 - 4.7.6. Расчет насоса
 - 4.7.7. Экономический расчет
- 4.8. Заключение
- 4.9. Список использованных источников

Объем пояснительной записки не должен превышать 25 страниц машинописного текста.

5. Графическая часть курсового проекта состоит из технологической схемы установки (один лист формата А2) и сборочного чертежа общего вида основного аппарата со спецификацией сборочных единиц и деталей (один лист формата А1). Спецификация выполняется на отдельном листе формата А-4.

Масштабы чертежей следует выбирать так, чтобы в листы установленного формата можно было бы вместить чертеж технологической схемы и аппарата в максимально возможном масштабе, в необходимом случае с применением разрыва аппарата.

На сборочном чертеже должны проставляться следующие размеры:

- а) межцентровые;
- б) габаритные;
- в) определяемые расчетом.

Чертежи должны быть оформлены согласно ЕСКД. Надписи на чертежах выполняются нормальным шрифтом.

В названии курсового проекта должна быть указана производительность установки (см. исходные данные к работе).

Вариант № 2**ЗАДАНИЕ****на курсовой проект**

по дисциплине «Процессы и аппараты пищевых производств»
для студентов специальности 1-36 09 01 Машины и аппараты пищевых
производств

Студенту(ке) группы МАПП-_____

1. Тема курсового проекта: *«Спроектировать барабанную сушильную установку для сушки сахара-песка»* Вариант № 13
2. Срок сдачи студентом законченной работы _____
3. Исходные данные к работе:

Тип продукта	Сахар
Массовая производительность установки по поступающему влажному сахару, G_1 (кг/ч)	2500
Начальное содержание влаги в сахаре, u_1 (%)	3,5
Конечное содержание влаги в сахаре, u_2 (%)	0,2
Температура наружного воздуха, t_0 (°C)	11
Температура воздуха после калорифера, t_1 (°C)	100
Температура воздуха на выходе из сушилки, t_2 (°C)	60
Относительная влажность наружного воздуха, φ_0 (%)	75
Напряжение объема сушилки по влаге, A (кг/м ³ ·ч)	8

4. Содержание пояснительной записки (перечень подлежащих разработке вопросов):
 Пояснительная записка к курсовому проекту включает все исходные, расчетные и графические материалы и оформляется в определенной последовательности:
 - 4.1. Титульный лист.
 - 4.2. Задание на курсовой проект.
 - 4.3. Реферат.
 - 4.4. Содержание.
 - 4.5. Введение.
 - 4.6. Технологическая схема установки и ее описание.
 - 4.7. Основные расчеты. Расчет или подбор вспомогательного оборудования
 - 4.7.1. Материальный расчет
 - 4.7.2. Тепловой расчет
 - 4.7.3. Конструктивный расчет
 - 4.7.4. Динамический расчет
 - 4.7.5. Расчет калорифера
 - 4.7.6. Изоляционный расчет
 - 4.7.7. Расчет теплопотерь
 - 4.7.8. Экономический расчет
 - 4.8. Заключение
 - 4.9. Список использованных источников

Объем пояснительной записки не должен превышать 25 страниц машинописного текста.

5. Графическая часть курсового проекта состоит из технологической схемы установки (один лист формата А2) и сборочного чертежа общего вида основного

аппарата со спецификацией сборочных единиц и деталей (один лист формата А1). Спецификация выполняется на отдельном листе формата А-4.

Масштабы чертежей следует выбирать так, чтобы в листы установленного формата можно было бы вместить чертеж технологической схемы и аппарата в максимально возможном масштабе, в необходимом случае с применением разрыва аппарата.

На сборочном чертеже должны проставляться следующие размеры:

- а) межцентровые;
- б) габаритные;
- в) определяемые расчетом.

Чертежи должны быть оформлены согласно ЕСКД. Надписи на чертежах выполняются нормальным шрифтом.

В названии курсового проекта должна быть указана производительность установки (см. исходные данные к работе).

ВСПОМОГАТЕЛЬНЫЙ РАЗДЕЛ

Учебная программа дисциплины

«Процессы и аппараты пищевых производств» для студентов специальности 1-36 09 01 Машины и аппараты пищевых производств.

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА

Цель преподавания дисциплины

«Процессы и аппараты пищевых производств» является одним из определяющих курсов общетехнических и специальных дисциплин в плане подготовки студентов специальности 1-36 09 01 Машины и аппараты пищевых производств.

Целью лекционного курса является изучение современной теории и физической сущности основных процессов, а также устройств и методов расчета аппаратов, предназначенных для проведения этих процессов в пищевых производствах.

Цель лабораторных и практических занятий – закрепление и углубление лекционного материала, теоретическое и экспериментальное изучение важнейших характеристик основных технологических процессов и аппаратов пищевой промышленности, а также анализ факторов, влияющих на производительность и экономичность аппаратов и установок, приобретение навыков самостоятельной исследовательской работы и обработки результатов эксперимента.

Задачи изучения дисциплины

Приобретение суммы знаний и умений, необходимых для успешной работы в качестве инженера-механика по специальности 1- 36 09 01 Машины и аппараты пищевых производств.

Студент должен знать:

- назначение и теоретические основы технологических процессов пищевой промышленности, их аппаратурное оформление, методы моделирования и расчета процессов и аппаратов, пути совершенствования технологии и техники;
- движущие силы и основные методы интенсификации процессов переноса теплоты и массы, принципы составления материального и энергетического балансов;
- варианты аппаратурного оформления основных процессов пищевых производств

Студент должен уметь:

- определять основные параметры протекания процессов;
- составлять и решать уравнения материального и энергетического балансов, находить рабочую нагрузку аппаратов и рассчитывать величину средней движущей силы процессов;
- решать конкретные технологические задачи посредством анализа, моделирования и расчета процессов и аппаратов, а также проводить самостоятельно исследования и обработку экспериментальных данных.

Перечень дисциплин, знание которых необходимо для изучения курса:

Высшая математика, физика, химия, теоретическая механика, теплотехника, сопротивление материалов, начертательная геометрия, инженерная и машинная графика, детали машин, материаловедение и технология конструкционных материалов, гидравлика.

№ п.п.	Наименование тем	Число учебных (аудиторных) часов				
		Лекции	Лабораторные занятия	Практич. занятия	Самост. работа	Всего

1	Введение. Содержание, задачи и место курса “Процессы и аппараты пищевых производств” в ряду других дисциплин.	2		2	2	6
2	Принципы анализа и расчета процессов и аппаратов	2		2	6	10
3	Гидромеханические процессы. Неоднородные системы: методы получения и разделения	2	6	4	14	26
4	Разделение неоднородных систем в поле действия сил тяжести	4	2	4	6	16
5	Фильтрация	3	2	2	6	13
6	Разделение неоднородных систем в поле действия центробежных сил	3	2	4	8	17
7	Очистка газов	3	2	2	8	15
8	Тепловые процессы и аппараты. Основы процессов переноса тепла в аппаратах пищевых производств	6		4	10	20
9	Теплообменные аппараты	3	4	6	12	25
10	Методика расчетов теплообменников	2		4	12	18
11	Теплообмен при фазовом переходе	2	2	4	8	16
12	Пастеризация и стерилизация	2		2	6	10
13	Выпаривание	4	2	2	6	14
14	Многокорпусное выпаривание	4		2	6	12
15	Механические процессы. Измельчение твердых материалов	2	4	2	12	20
16	Массообменные процессы	4	4	4	12	24
17	Абсорбция	4		2	12	18
18	Адсорбция	2	4	4	10	20
19	Перегонка и ректификация	4	6	4	12	26
20	Экстракция и экстрагирование	2	4	2	8	16
21	Кристаллизация из растворов и расплавов	2	2	2	8	14

22	Сушка	6	4	4	10	24
	Всего	68	50	68	194	380

2. СОДЕРЖАНИЕ УЧЕБНОГО МАТЕРИАЛА

2.1. ЛЕКЦИОННЫЕ ЗАНЯТИЯ, ИХ СОДЕРЖАНИЕ

2.1.1 Введение. Содержание, задачи и место курса “Процессы и аппараты пищевых производств” в ряду других дисциплин.

Возникновение и развитие науки о процессах и аппаратах. Классификация основных процессов пищевых производств. Основные положения науки о процессах и аппаратах.

2.1.2 Принципы анализа и расчета процессов и аппаратов

Кинетические закономерности основных процессов пищевой технологии. Понятие о подобии физических явлений. Теоремы подобия. Методы моделирования. Основные правила моделирования.

2.1.3 Гидромеханические процессы. Неоднородные системы: методы получения и разделения.

Виды неоднородных систем и их характеристика. Уравнение материального баланса процессов получения и разделения неоднородных систем. Перемешивание. Способы ведения процесса. Механическое перемешивание. Типы перемешивающих устройств. Расчет затрат мощности на перемешивание. Методика расчета аппаратов для механического перемешивания.

Разделение неоднородных систем в поле действия сил тяжести.

Отстаивание и декантация. Основы теории осаждения и расчет скорости отстаивания. Отстойники. Расчет площади осаждения. Пылеосадительные камеры. Расчет расстояния между полками камеры.

Фильтрация.

Назначение, способы и виды процесса фильтрации. Движущая сила и скорость процесса фильтрации. Основное уравнение процесса фильтрации. Удельное сопротивление осадка и фильтровальной перегородки. Уравнение процесса фильтрации при постоянной разности давлений и при постоянной скорости процесса. Типы фильтров. Барабанный вакуум-фильтр. Центробежное фильтрование. Расчет производительности фильтрующей центрифуги. Ультрафильтрация и обратный осмос.

Разделение неоднородных систем в поле действия центробежных сил.

Основы теории центрифугирования. Фактор разделения. Отстойные центрифуги. Расчет производительности центрифуг. Сепараторы. Расчет производительности сепаратора.

Очистка газов.

Способы очистки газов от пыли. Конструкции и принцип действия циклонов и вихревых пылеуловителей. Расчет времени пребывания взвеси в циклоне. Гидравлическое сопротивление и эффективность улавливания циклонов и вихревых пылеуловителей.

2.1.4 Тепловые процессы и аппараты.

Основы процессов переноса тепла в аппаратах пищевых производств.

Роль тепловых процессов в пищевой технологии и их классификация. Способы переноса тепла. Движущая сила процессов теплопереноса. Теплопроводность. Уравнение Фурье. Конвективный теплообмен. Тепловой пограничный слой. Закон Ньютона.

Дифференциальное уравнение конвективного теплообмена. Критерии теплового подобия. Основное уравнение теплопередачи. Расчет коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи.

Теплообменные аппараты.

Классификация теплообменных аппаратов. Теплообменники типа «труба в трубе». Змеевиковые теплообменные аппараты. Кожухотрубные теплообменники. Спиральные теплообменные аппараты. Пластинчатые теплообменники. Теплообмен при непосредственном контакте сред. Теплообменники смешения.

Методика расчетов теплообменников.

Греющие и охлаждающие агенты, используемые в пищевой промышленности. Тепловые балансы. Расчет расхода теплоносителя, как с изменением, так и без изменения его агрегатного состояния. Выбор направления движения теплоносителей.

Теплообмен при фазовом переходе.

Кипение жидкостей. Конденсация паров.

Пастеризация и стерилизация.

Сущность процессов пастеризации и стерилизации. Режимы пастеризации. Аппаратурное оформление процессов пастеризации и стерилизации.

Выпаривание.

Назначение и способы процесса выпаривания. Выпаривание в одиночном выпарном аппарате. Уравнение материального и теплового балансов процесса выпаривания в однокорпусном аппарате. Удельный расход греющего пара, методы его снижения. Выпаривание с тепловым насосом (термокомпенсатором).

Многокорпусное выпаривание.

Схемы многокорпусных выпарных установок (МВУ). Уравнения материальных и тепловых балансов МВУ. Полезная разность температур МВУ и ее распределение по корпусам. Расчет оптимального числа корпусов МВУ. Конструкции пленочных и роторно-пленочных выпарных аппаратов.

2.1.5 Механические процессы. Измельчение твердых материалов

Сущность, назначение и способы процесса измельчения. Дробление и помол. Физические основы процесса измельчения. Уравнение Ребиндера, гипотезы Кика-Кирпичева и Реттингера. Аппаратурное оформление процесса измельчения. Шаровая мельница. Расчет частоты вращения барабана.

2.1.6 Массообменные процессы

Классификация массообменных процессов. Механизм массопереноса в подвижной и неподвижной среде, в системах с твердой фазой. Правило фаз. Линия равновесия и рабочая линия. Направление и скорость массопередачи. Молекулярная диффузия. I закон Фика. Дифференциальное уравнение конвективной диффузии. II закон Фика. Критерии подобия и критерийные уравнения массообмена. Уравнения массоотдачи и массопередачи.

Абсорбция.

Сущность процесса абсорбции и области его применения. Материальный баланс абсорбции. Уравнение рабочей линии. Удельный расход абсорбента. Аппаратурное оформление процесса абсорбции. Гидродинамические режимы работы насадочных и тарельчатых абсорберов.

Адсорбция.

Поверхностные явления. Поверхностное натяжение. Смачивание. Сущность процесса адсорбции. Адсорбционное равновесие, изотерма адсорбции. Константа адсорбционного равновесия. Равновесие между фазами и диаграммы состояния. Практическое применение правила фаз Гиббса и принципа Ле-Шателье. Типы адсорбентов и адсорберов. Аппараты с неподвижным, псевдооживленным и плотнодвижущимся слоем зернистого материала.

Перегонка и ректификация.

Общие сведения о методах разделения многокомпонентных жидких смесей, перегонке и ректификации. Равновесие в системе «Жидкость-Пар». Законы Коновалова. Азеотропные смеси. Простая перегонка. Простая перегонка с дефлегмацией. Материальный баланс простой перегонки. Ректификация. Схемы установок периодической и непрерывной ректификации. Материальный баланс непрерывной ректификации бинарных смесей. Уравнение рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей ректификационной колонны. Минимальное и рабочее флегмовое число. Тепловой баланс ректификационной колонны. Типы ректификационных аппаратов.

Экстракция и экстрагирование.

Теоретические основы, физическая сущность и назначение процессов экстракции и экстрагирования. Равновесие в системе «Жидкость-Жидкость». Материальный баланс. Аппаратурное оформление процессов экстракции и экстрагирования, пути их интенсификации.

Кристаллизация из растворов и расплавов.

Общие сведения о процессе кристаллизации. Области практического применения. Равновесие в системе «Жидкость-Твердое вещество». Материальный и тепловой балансы. Типы кристаллизаторов. Пути повышения эффективности процесса кристаллизации.

Сушка.

Общие сведения о процессе сушки и областях ее практического применения. Конвективная и контактная сушка. Формы связи влаги с веществом (материалом, сырьем). Основные параметры влажного воздуха. Диаграмма состояния влажного воздуха и ее анализ. Равновесие в системе «Твердое вещество-Пар» при сушке. Материальный и тепловой баланс. Варианты организации проведения процесса конвективной сушки. Кинетика процесса сушки. Методы интенсификации процессов сушки. Типы сушилок. Их устройство, принципы работы. Ленточные, вихревые. Фонтанирующие. Кипящего слоя, пневмотранспортные, распылительные, кондуктивные (вальцевые), вакуум-сублимационные.

2.2. ПРАКТИЧЕСКИЕ ЗАНЯТИЯ, ИХ СОДЕРЖАНИЕ

1. Расчет основных физических свойств жидкостей и газов.
2. Расчет затрат мощности на перемешивание.
3. Расчет скорости процесса отстаивания и отстойников.
4. Расчет характеристик взвешенного слоя.
5. Центробежное отстаивание и фильтрование.
6. Расчет процессов центробежного разделения газов.
7. Расчет тепловых процессов. Решение балансовых задач.
8. Расчет кинетических коэффициентов тепловых процессов.
9. Расчет вакуум-выпарной установки.
10. Расчет процессов абсорбции.
11. Расчет процессов адсорбции.
12. Расчет процессов перегонки и ректификации
13. Расчет процессов жидкостной экстракции.
14. Расчет процессов кристаллизации из растворов и расплавов
15. Расчет параметров влажного воздуха.
16. Расчет конвективной сушилки

2.3. ЛАБОРАТОРНЫЕ ЗАНЯТИЯ, ИХ СОДЕРЖАНИЕ

1. Гидромеханические процессы. Изучение процессов получения и разделения неоднородных систем.
2. Изучение методов разделения неоднородных систем в поле действия сил тяжести.
3. Изучение процессов фильтрования и отстаивания.

4. Изучение процессов разделения неоднородных систем в поле действия центробежных сил.
5. Изучение работы теплообменных аппаратов.
6. Изучение процессов теплообмена при фазовом переходе.
7. Изучение кинетики и особенностей процессов выпаривания.
8. Механические процессы. Изучение процессов измельчение твердых материалов.
9. Изучение кинетики и движущих сил массообменных процессов.
10. Изучение процесса адсорбции.
11. Изучение процессов перегонки и ректификации бинарных жидких смесей.
12. Изучение процессов экстракции и экстрагирования.
13. Изучение процессов кристаллизации из растворов.
14. Изучение процессов сушки.

2.4 КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

Курсовое проектирование является завершающим элементом курса «Процессы и аппараты пищевых производств», итогом и обобщением разносторонней подготовки, полученной студентами при изучении целого ряда общеобразовательных и специальных дисциплин.

Работая над курсовым проектом, студент изучает действующие международные и национальные стандарты, нормативную и справочную литературу, приобретает навыки обоснованного выбора аппаратуры и составления технико-экономических обоснований, оформления текстовой, графической и др. технической документации.

Тематика курсового проекта охватывает основные пищевые производства и направлена на разработку технологического процесса и расчет аппаратов, входящих в состав технологической схемы.

Курсовой проект состоит из расчетно-пояснительной записки и графической части. Расчетно-пояснительная записка объемом 40-60 страниц оформляется на стандартных листах формата А4 с соблюдением требований СТП СМК 4.2.3-01-2011. Графическая часть проекта включает в себя два листа формата А1. На первом листе изображается технологическая схема процесса. На втором листе изображается общий вид проектируемого аппарата в двух или трех проекциях.

Темы курсовых проектов:

1. Расчет установки для восстановления порошкообразных материалов.
2. Расчет установки для приготовления моющих растворов.
3. Расчет пастеризационно-охладительной установки.
4. Расчет однокорпусного вакуум-выпарного аппарата с термокомпрессором для сгущения жидких пищевых продуктов.
5. Расчет многокорпусной вакуум-выпарной установки для сгущения жидких пищевых продуктов.
6. Расчет водооборотного цикла для конденсации соковых паров вакуум-выпарных аппаратов при производстве концентрированных продуктов.
7. Расчет барабанной сушильной установки.
8. Расчет установки для сушки жидких пищевых продуктов (на базе распылительной сушилки).
9. Расчет установки для сушки в условиях псевдооживленного слоя.
10. Расчет установки для сушки пищевых порошкообразных продуктов в условиях пневмотранспортирования.
11. Расчет установки для сушки пищевых порошкообразных продуктов в вихревых сушилках
12. Расчет установки для охлаждения и кристаллизации.
13. Расчет абсорбционной установки.

14. Расчет адсорбционной установки.
15. Расчет ректификационной установки.
16. Расчет экстрационной установки.

3. ИНФОРМАЦИОННО-МЕТОДИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

3.1. ОСНОВНАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. Процессы и аппараты пищевых производств/ Под ред. А.Н.Острикова. СПб., 2012.- 616 с.
2. Кавецкий Г.Д., Королев А.В. Процессы и аппараты пищевых производств. -М.: Агропромиздат, 1991. – 432 с.
3. Стабников В.Н. Процессы и аппараты пищевых производств. - М.: Пищевая промышленность, 1976. - 663 с.

3.2. ДОПОЛНИТЕЛЬНАЯ ЛИТЕРАТУРА

4. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский.- М.:Химия, 1992.- Т.1.- 416 с.
5. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: М., «Альянс», 2005 – 750с.
6. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии.: СПб., «Химия», 2005.
7. Процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию под ред. Ю.И. Дытнерского.: М., «Химия», 1991 – 496с.
8. Стахеев И.В. Пособие по курсовому проектированию процессов и аппаратов пищевых производств.– Минск: Высшая школа, 1975.– 287 с.
9. Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств / под ред. В.Н.Стабникова.– Киев: Вища школа, 1982.–199 с
10. Методические указания к выполнению лабораторных работ кафедры ИЭиХ.

2.5 УЧЕБНО-МЕТОДИЧЕСКАЯ КАРТА ДИСЦИПЛИНЫ

Номер раздела, темы, занятия	Название раздела, темы, занятия; перечень изучаемых вопросов	Количество аудиторных часов				Материалы обеспечения (наименование методических материалов)
		лекции	лабораторные занятия	практические (семинарские) занятия	управляемая (контролируемая) самостоятельная работа	
1	2	3	4	5	6	
2.1	Введение. Содержание, задачи и место курса “Процессы и аппараты пищевых производств” в ряду других дисциплин.	2		2		Учебник, Планы, Комп. Программы
2.2	Принципы анализа и расчета процессов и аппаратов	2		2		Учебник, Планы, Комп. Программы
2.3	Гидромеханические процессы. Неоднородные системы: методы получения и разделения.	2	6	4		Учебник, Планы
2.3.1	Разделение неоднородных систем в поле действия сил тяжести	4	2	4		Учебник, Планы, Комп. Программы
2.3.2	Фильтрация	3	2	2		Учебник, Планы
2.3.3	Разделение неоднородных систем в поле действия центробежных сил	3	2	4		Учебник, Планы
2.3.4	Очистка газов	3	2	2		Учебник, Планы
2.4 2.4.1	Тепловые процессы и аппараты. Основы процессов переноса тепла в аппаратах пищевых производств	6		4		Учебник, Планы

2.4.2	Теплообменные аппараты	3	4	6		Учебник, Планы
2.4.3	Методика расчетов теплообменников	2		4		Учебник, Планы, Комп. Программы
2.4.4	Теплообмен при фазовом переходе	2	2	4		Учебник, Планы
2.4.5	Пастеризация и стерилизация	2		2		Учебник, Планы
2.4.6	Выпаривание	4	2	2		Учебник, Планы
2.4.7	Многокорпусное выпаривание	4		2		Учебник, Планы
2.5	Механические процессы.			2		Учебник

	Измельчение твердых материалов	2	4			Пл Комп. П
2.6	Массообменные процессы	4	4	4		У Пл
2.6.1	Абсорбция	4	-	2		У Пл Комп. П
2.6.2	Адсорбция	2	4	4		У Пл
2.6.3	Перегонка и ректификация	4	6	4		У Пл

1	2	3	4	5	6	
2.6.4	Экстракция и экстрагирование	2	4	2		У Пл
2.6.5	Кристаллизация из растворов и расплавов	2	2	2		У Пл
2.6.6	Сушка	6	4	4		У Пл Комп. П
		68	50	68		

ИНФОРМАЦИОННАЯ ЧАСТЬ

Примерный перечень тем лабораторных занятий

1. Гидромеханические процессы. Изучение процессов получения и разделения неоднородных систем.
2. Изучение методов разделения неоднородных систем в поле действия сил тяжести.
3. Изучение процессов фильтрации и отстаивания.
4. Изучение процессов разделения неоднородных систем в поле действия центробежных сил.
5. Изучение работы теплообменных аппаратов.
6. Изучение процессов теплообмена при фазовом переходе.
7. Изучение кинетики и особенностей процессов выпаривания.
8. Механические процессы. Изучение процессов измельчения твердых материалов.
9. Изучение кинетики и движущих сил массообменных процессов.
10. Изучение процесса адсорбции.
11. Изучение процессов перегонки и ректификации бинарных жидких смесей.
12. Изучение процессов экстракции и экстрагирования.
13. Изучение процессов кристаллизации из растворов.
14. Изучение процессов сушки.
15. Синтез пищевых красителей, ароматизаторов и консервантов.
16. Изучение особенностей процессов брожения и квашения.

Примерный перечень тем практических занятий

1. Расчет основных физических свойств жидкостей и газов.
2. Расчет затрат мощности на перемешивание.
3. Расчет скорости процесса отстаивания и отстойников.
4. Расчет характеристик взвешенного слоя.
5. Центробежное отстаивание и фильтрование.
6. Расчет процессов центробежного разделения газов.
7. Расчет тепловых процессов. Решение балансовых задач.
8. Расчет кинетических коэффициентов тепловых процессов.
9. Расчет вакуум-выпарной установки.
10. Расчет процессов абсорбции.
11. Расчет процессов адсорбции.
12. Расчет процессов перегонки и ректификации
13. Расчет процессов жидкостной экстракции.
14. Расчет процессов кристаллизации из растворов и расплавов
15. Расчет параметров влажного воздуха.
16. Расчет конвективной сушилки

Перечень рекомендуемой литературы

Основная литература:

1. Процессы и аппараты пищевых производств/ Под ред. А.Н.Острикова. СПб., 2012.- 616 с.
2. Кавецкий Г.Д., Королев А.В. Процессы и аппараты пищевых производств. -М.: Агропромиздат, 1991. – 432 с.
3. Стабников В.Н. Процессы и аппараты пищевых производств. - М.: Пищевая промышленность, 1976. - 663 с.

Дополнительная литература:

4. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский.- М.:Химия, 1992.- Т.1.- 416 с.
5. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: М., «Альянс», 2005 – 750с.
6. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии.: СПб., «Химия», 2005.
7. Процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию под ред. Ю.И. Дытнерского.: М., «Химия», 1991 – 496с.
8. Стахеев И.В. Пособие по курсовому проектированию процессов и аппаратов пищевых производств.– Минск: Высшая школа, 1975.– 287 с.
9. Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств / под ред. В.Н.Стабникова.– Киев: Вища школа, 1982.–199 с
10. Методические указания к выполнению лабораторных работ кафедры ИЭиХ БрГТУ.

Литература для преподавателя по организации учебного процесса:

1. Еренгалиев, А.Е. Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств/ А.Е.Еренгалиев, С.Л. Масленников, А.К. Какимов, Н.О.Тусипов. Учебное пособие. - Семей, СГУ им. Шакарима, 2008. – 208 с.
2. Соколов, В.И. Основы расчёта и конструирования машин и аппаратов пищевых производств/ В.И.Соколов.- М.: Машиностроение, 1983.– 447с.