

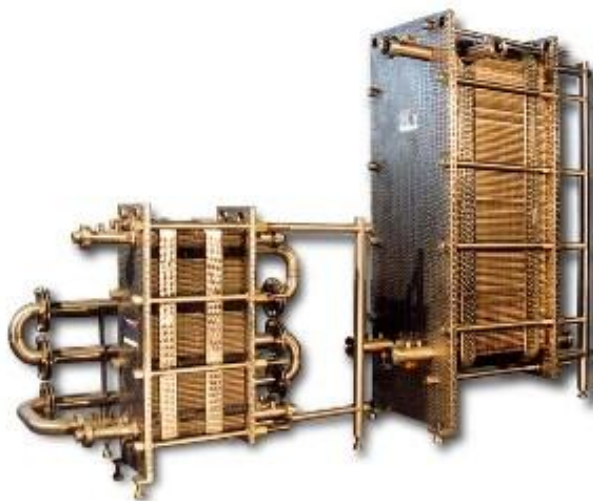
НОВОСИБИРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
АГРАРНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ

Инженерный институт

М.Н. Мефодьев, А.А. Мезенов

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

Курс лекций



Новосибирск 2015

Рецензент: д-р техн. наук, ст. науч. сотр. **Н.А. Петухов**
(СибИМЭ СО Россельхозакадемии)

Мефодьев М.Н. Процессы и аппараты пищевых производств: курс лекций / М.Н. Мефодьев, А.А. Мезенов; Новосиб. гос. аграр. ун-т. Инженер. ин-т. – Новосибирск, 2015. – 148 с.

Представленный курс включает 15 лекций, в каждой из которых согласно плану излагаются теоретические основы процессов, классификация и принципы действия аппаратурного содержания поточно-технологических линий, а также методика расчета машин и аппаратов, анализируемых в лекции.

Курс лекций является учебным пособием для студентов направлений: Агроинженерия; Продукты питания животного происхождения; Технология производства и переработки сельскохозяйственной продукции; Технология продукции и организация общественного питания.

Утвержден и рекомендован к изданию методическим советом Инженерного института НГАУ (протокол №5 от 22 декабря 2015 г.).

О Г Л А В Л Е Н И Е

Лекция 1. Гидромеханические процессы.....	4
Лекция 2. Фильтрация. Разделение газовых неоднородных систем.....	14
Лекция 3. Мембранные процессы	25
Лекция 4. Псевдоожижение	35
Лекция 5. Перемешивание пищевых сред	43
Лекция 6. Теплообменные процессы в пищевых производствах.....	57
Лекция 7. Выпаривание	68
Лекция 8. Основы массопередачи. Абсорбция	75
Лекция 9. Адсорбция	85
Лекция 10. Экстракция	93
Лекция 11. Сушка пищевого сырья.....	100
Лекция 12. Перегонка и ректификация	115
Лекция 13. Кристаллизация	121
Лекция 14. Измельчение твердого пищевого сырья	128
Лекция 15. Уплотнение пищевого сырья	136
Библиографический список	141

Лекция №1

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

План

1. Неоднородные системы и методы их разделения
 - 1.1. Характеристика неоднородных систем
 - 1.2. Методы разделения неоднородных систем
 - 1.3. Материальный баланс гидромеханических процессов
2. Кинетика разделения неоднородных систем
 - 2.1. Отстаивание под действием гравитационного поля
 - 2.2. Осаждение под действием центробежной силы
3. Оборудование для отстаивания и осаждения
4. Расчет отстойников

Область гидромеханических процессов весьма широка. По целенаправленности гидромеханические процессы подразделяются на процессы, протекающие с образованием неоднородных систем (перемешивание, псевдоожижение, диспергирование, пенообразование), разделением этих систем (осаждение, фильтрование), а также с перемещением потоков в трубопроводах или аппаратах.



Схема гидромеханических процессов

В зависимости от закономерностей, характеризующих условия движения потоков, гидромеханические потоки делятся на три группы:

- движение потоков в трубах и аппаратах;
- движение частиц в газообразной и жидкой среде (процессы осаждения, диспергирования, перемешивания твердых частиц с жидкостью);
- движение жидкостей и газов через слой кусковых или зернистых материалов (фильтрация, псевдоожижение).

1. Неоднородные системы и методы их разделения

1.1. Характеристика неоднородных систем

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

В некоторых производствах (биотехнологии, перерабатывающей промышленности) многие процессы приводят к образованию неоднородных систем, которые в дальнейшем подлежат разделению.

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

Дымы – системы, состоящие из газа и распределенных в нем твердых частиц размерами 0,3...5 мкм, образующиеся при конденсации паров и газов при переходе их в жидкое или твердое состояние.

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

Пыли, дымы, туманы представляют собой аэрозоли.

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

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

Пены – системы, состоящие из жидкости и распределенных в ней пузырьков газа. Эти «газожидкостные» системы по своим свойствам близки эмульсиям.

Для эмульсий и пен характерна возможность перехода дисперсной фазы в дисперсионную среду и наоборот. Этот переход, возможный при

определенном массовом соотношении фаз, называют инверсией фаз или просто инверсией.

Важнейшими характеристиками неоднородных систем являются:

- весовое или объемное соотношение дисперсной и дисперсионной фаз;
- размер и форма частиц дисперсионной фазы, которые в основном зависят от происхождения неоднородной системы или от способов ее получения;
- токсичность, агрессивность, летучесть, взрыво- и пожароопасность, химическая стойкость и стабильность, характеризующаяся агрегативной и кинетической устойчивостью дисперсных систем, которые определяются физическими и химическими свойствами неоднородных систем.

В большинстве случаев неоднородные системы полидисперсны по своему составу, т.е. состоят из частиц различных размеров. Поэтому их принято характеризовать фракционным, или дисперсным, составом. Фракционный состав неоднородных систем определяется ситовым анализом, методом седиментации (осаждение в жидкости) и воздушной или гидравлической классификацией.

1.2. Способы разделения неоднородных систем

Применяют следующие основные способы разделения: осаждение, фильтрование, центрифугирование и сепарирование. Выбор метода разделения обуславливается размерами взвешенных частиц, разностью плотностей дисперсной и дисперсионной фаз, а также вязкостью дисперсионной фазы.

Разделение может преследовать различные цели:

- очистка газовой или жидкой фазы от взвешенных в ней загрязняющих частиц;
- выделение ценных продуктов.

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

Фильтрование – процесс разделения суспензий при помощи пористых, фильтрующих перегородок, способных пропускать жидкость или газ, но задерживать взвешенные в среде твердые частицы (осадок). Центрифугирование – процесс разделения неоднородных суспензий и эмульсий на фракции в поле центробежных сил. Различают отстойное и фильтрационное центрифугирование.

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

Фильтрационное центрифугирование применяется для разделения суспензий, имеющих дисперсионную фазу кристаллической или зернистой структуры, а также для обезвоживания влажных материалов, поры которых целиком или частично заполнены жидкостью.

Сепарирование – процесс разделения неоднородных жидких смесей на фракции, различающиеся по плотности, в поле действия центробежных сил.

Эффективность метода разделения можно оценить по степени очистки

$$\eta = \frac{(c_1 - c_2) \cdot 100}{c_1},$$

где c_1 и c_2 – концентрации частиц в жидкости или газе соответственно до и после разделения.

Несмотря на общность принципов разделения жидких и газовых систем, некоторые способы их разделения и применяемое оборудование имеют специфические особенности.

1.3. Материальный баланс гидромеханических процессов

Неоднородная система состоит из вещества a (дисперсионной фазы) и взвешенных в ней частиц вещества b (дисперсной фазы). $G_{см}$, $G_{осв}$, $G_{ос}$ – масса исходной смеси, осветленной жидкости и получаемого осадка, кг; $x_{см}$, $x_{осв}$, $x_{ос}$ – содержание вещества b в исходной смеси, осветленной жидкости и осадке, массовые доли.

При отсутствии потерь уравнения материального баланса имеют вид:

– по общему количеству веществ

$$G_{см} = G_{осв} + G_{ос};$$

– по дисперсной фазе (веществу b)

$$G_{см} x_{см} = G_{осв} x_{осв} + G_{ос} x_{ос}.$$

Масса осветленной жидкости $G_{осв}$ и масса осадка $G_{ос}$:

$$G_{осв} = G_{см} \frac{x_{ос} - x_{см}}{x_{ос} - x_{осв}}, \quad G_{ос} = G_{см} \frac{x_{см} - x_{осв}}{x_{ос} - x_{осв}}.$$

Содержание взвешенных частиц в осветленной жидкости и в осадке выбирается в зависимости от технологических условий процесса разделения.

2. Кинетика осаждения

2.1. Отстаивание

Отстаивание – это частный случай разделения неоднородных жидких или газообразных систем в результате выделения твердых или жидких частиц под действием гравитационного поля.

Осаждение применяется для грубого разделения суспензий, эмульсий и пыли. Этот способ разделения характеризуется низкой скоростью процесса. Осаждением не удастся полностью разделить неоднородную смесь на дисперсную и дисперсионную фазы.

Рассмотрим процесс отстаивания неоднородной системы, при котором наблюдается постепенное увеличение концентрации частиц в аппарате по направлению сверху вниз. Осаждение протекает в несколько стадий. При этом в аппарате образуются четыре зоны: зона 1 – слой осадка; зона 2 – сгущенная суспензия; зона 3 – свободного осаждения; зона 4 – осветленная жидкость.

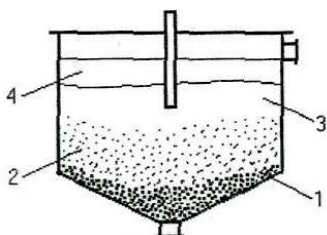


Схема процесса отстаивания:
1 – слой осадка (шлама); 2 – зона сгущения суспензии; 3 – зона свободного осаждения; 4 – осветленная жидкость

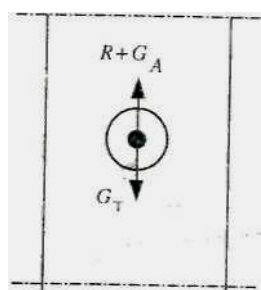


Схема свободного осаждения
Сила тяжести

В зоне сгущенной суспензии происходит стесненное осаждение частиц, сопровождающееся трением и взаимными столкновениями. При этом мелкие частицы тормозят движение более крупных.

В начале отстаивания осаждаются преимущественно крупные частицы, вызывающие наиболее интенсивное обратное движение жидкости. Однако по мере уменьшения концентрации этих частиц тормозящее влияние обратного тока жидкости ослабевает и скорость отстаивания возрастает до момента установления динамического равновесия между действующей силой и силой сопротивления жидкости. В

последующий период времени совместное осаждение частиц происходит с постоянной скоростью. На завершающей стадии процесса происходит уплотнение осадка, т.е. частицы располагаются близко друг к другу и вытеснение жидкости становится затруднительным. При этом процесс отстаивания протекает с уменьшающейся скоростью.

Рассмотрим движение частицы под действием гравитационной силы в вязкой среде. На частицу будут действовать сила тяжести G_T , направленная вертикально вниз, подъемная сила G_A и сила сопротивления среды движущемуся в ней телу R .

$$G_T = \frac{\pi d^3}{6} \rho_T g ,$$

где ρ_T – плотность частицы, кг/м^3 ;
 d – диаметр частицы, м.

Согласно закону Архимеда, подъемная сила

$$G_A = \frac{\pi d^3}{6} \rho_c g ,$$

где ρ_c – плотность среды, кг/м^3 .

Сила, заставляющая частицу осаждаться,

$$G_T - G_A = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_T - \rho_c) g .$$

Среда, в которой перемещается частица, оказывает сопротивление R , которое будет зависеть от вязкости жидкости μ , ее плотности ρ , площади сечения частицы F , нормальной направлению движения частицы, и формы частицы.

В общем случае сила сопротивления среды движущемуся в ней телу или при обтекании средой неподвижного тела может быть выражена

уравнением закона сопротивления:

$$R = \xi \frac{\rho_c \cdot v_o^2}{2} F ,$$

где R – сила сопротивления, Н;

ξ – коэффициент сопротивления среды;

ρ_c – плотность среды, кг/м³;

v_o – скорость осаждения частицы, м/с;

F – площадь проекции тела на плоскость, перпендикулярную направлению его движения, м².

2.2. Осаждение в поле центробежных сил

Процесс разделения гетерогенных систем можно существенно интенсифицировать, проводя процесс под действием центробежных сил.

Для создания поля центробежных сил обычно используют два технических приема: первый обеспечивает вращательное движение потока в неподвижном аппарате, при втором – поток направляют во вращающийся аппарат, где он начинает вращаться вместе с аппаратом. В первом случае процесс проводят в циклоне и называют циклонным; во втором – в отстойных (осадительных) центрифугах, а процесс называют отстойным (осадительным) центрифугированием. Если в отстойной центрифуге обрабатывается малоконцентрированная суспензия, причем задачей обработки является полное удаление частиц дисперсной фазы из жидкости, т.е. осветление последней (очистка машинных масел от тонких взвесей), то такая центрифуга называется осветляющей, а процесс центрифугирования центробежным осветлением.

К отстойным центрифугам относятся тарелочные сепараторы, с помощью которых производится сепарирование эмульсий и осветление тонких суспензий.

Основным рабочим органом центрифуги является вращающийся барабан. Барабаны отстойных центрифуг должны быть со сплошными тарелками, чтобы задерживать на их поверхности частицы дисперсной фазы. Интенсивность центрифугирования характеризуется фактором разделения. Все центрифуги по величине фактора разделения разделяют условно на две группы: нормальные – с фактором разделения $\Phi_p < 3000$ и сверхцентрифуги, у которых $\Phi_p > 3000$.

При центробежном отстаивании действующим ускорением является центробежное

$$a = \omega^2 r ,$$

где ω – угловая скорость вращения частицы, рад/с;

r – радиус вращения частицы, м.

Поэтому для центробежного поля фактор разделения

$$\Phi_p = \frac{\omega^2 r}{g} ,$$

где g – ускорение свободного падения, м/с².

Скорость осаждения при ламинарном режиме находим из выражения

$$v_o = \frac{d^2}{18\mu}(\rho_c - \rho_s)\omega^2 r,$$

где d – диаметр частицы;

ρ_c – плотность частицы;

ρ_s – плотность среды;

μ – кинематическая вязкость.

3. Оборудование для отстаивания и осаждения

Оборудование для отстаивания и осаждения по принципу действия делится на гравитационные отстойники, отстойные центрифуги, гидроциклоны и сепараторы.

Различают аппараты периодического, непрерывного и полунепрерывного действия, причем непрерывно действующие отстойники делятся на одноярусные, двухъярусные и многоярусные.

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

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

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

Отстаивание применяется для разделения пылей, суспензий и эмульсий. Этот процесс не обеспечивает извлечения тонкодисперсных частиц и характеризуется небольшой скоростью осаждения, поэтому он используется преимущественно для частичного разделения неоднородных систем.

В случае разделения разбавленных суспензий производится осаждение твердых частиц с целью сгущения твердой фазы или осветления жидкости. Причем твердую фазу из суспензии можно выделять без разделения частиц по размерам (собственно отстаивание) или разделять на несколько фракций по скорости осаждения (классификация).

Лимитирующий работу отстойника слой характеризуется минимальной скоростью прохождения через него осаждающихся твердых частиц.

В случае сгущения суспензии наблюдают два режима:

- свободное осаждение;
- стесненное осаждение.

При свободном осаждении концентрация твердой фазы одинакова по всей высоте зоны осаждения, и только у дна аппарата, на границе с уплотняющимся осадком, наблюдается скачкообразное увеличение концентрации.

Стесненное, или так называемое консолидированное осаждение, характеризуется переменной концентрацией твердой фазы в зоне осаждения с плавным увеличением у дна аппарата до концентрации зоны уплотнения.

Отстойники для сгущения суспензий называются сгустителями, а для классификации твердых частиц на фракции – классификаторами.

3.1. Отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой

В резервуаре установлена мешалка 3, снабженная гребками, которые непрерывно перемещают осадок к центральному разгрузочному отверстию и одновременно слегка взбалтывают осадок, способствуя его обезвоживанию. Частота вращения мешалки незначительна (от $0,00025$ до $0,0083 \text{ с}^{-1}$), поэтому процесс осаждения не нарушается.

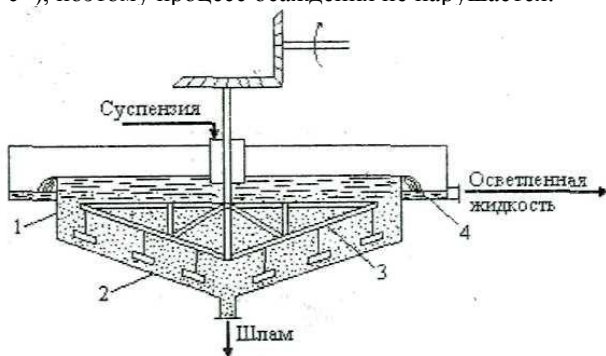


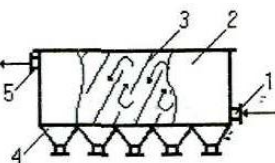
Схема отстойника непрерывного действия с гребковой мешалкой:
1 – корпус; 2 – днище; 3 – гребковая мешалка; 4 – кольцевой желоб

Отстойники с гребковой мешалкой обеспечивают однородность осадка, позволяют обезвоживать его до концентрации твердой фазы 35...55%. К недостаткам этих аппаратов следует отнести их громоздкость.

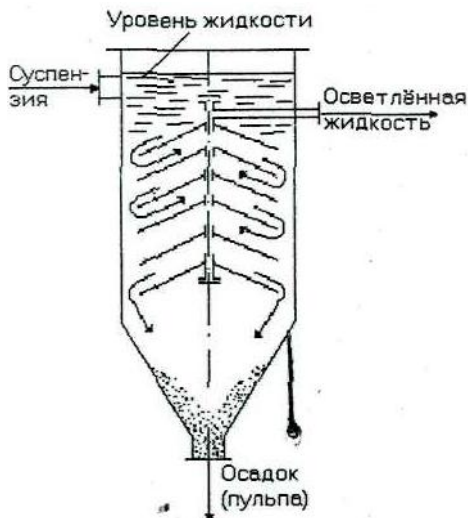
3.2. Отстойник полунепрерывного действия с наклонными перегородками

Устройство перегородок увеличивает продолжительность пребывания суспензии и площадь поверхности отстаивания.

Схема отстойника полунепрерывного действия с наклонными перегородками: 1 – штуцер для ввода исходной суспензии; 2 – корпус; 3 – перегородки; 4 – бункеры для осадка; 5 – штуцер для отвода осветленной жидкости



3.3. Отстойник непрерывного действия с коническими полками



Помимо большой поверхности осаждения, к достоинствам отстойников этого типа относятся отсутствие движущихся частей и простота обслуживания. Однако влажность шлама в них больше, чем в отстойниках с гребковой мешалкой.

Схема отстойника непрерывного действия с коническими полками

3.4. Отстойник непрерывного действия для разделения эмульсий

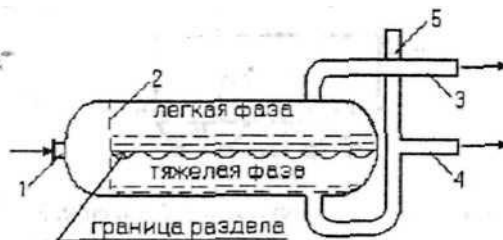


Схема отстойника непрерывного действия для разделения эмульсий:
1 – штуцер для подвода эмульсий; 2 – перфорированная перегородка; 3 – трубопровод для отвода легкой фазы; 4 – трубопровод для отвода тяжелой фазы; 5 – сифон

Перфорированная перегородка 2 предотвращает возмущение жидкости в отстойнике струей эмульсии, поступающей в аппарат. Поперечное сечение отстойника выбирают таким, чтобы скорость течения жидкости в корпусе аппарата не превышала нескольких миллиметров в секунду и режим течения был ламинарным, что предупреждает смешение фаз и улучшает процесс отстаивания.

Отстойники обладают следующими достоинствами: в них достигается равномерная плотность осадка, имеется возможность регулировать ее изменяя производительность, обеспечивается более эффективное обезвоживание осадка вследствие легкого взбалтывания его мешалкой. Работа таких отстойников может быть полностью автоматизирована.

К недостаткам этих аппаратов следует отнести их громоздкость.

В промышленности наибольшее распространение получили многоярусные отстойники непрерывного действия.

4. Расчет отстойников

Производительность отстойника по осветленной жидкости $G_{омс}$ ($\text{м}^3/\text{с}$)

$$G_{омс} = v_n b h = v_o F ,$$

где v_n – скорость потока жидкости вдоль отстойника, $\text{м}/\text{с}$;

b – ширина отстойника прямоугольного сечения, м ;

h – высота слоя осветленной жидкости, м ,

v_o – скорость осаждения частицы, $\text{м}/\text{с}$;

F – поверхность отстойника, м^2 .

Время прохождения τ (с) суспензией отстойника

$$\tau = \frac{\ell}{v_n} ,$$

где ℓ – длина отстойника прямоугольного сечения, м .

Лекция №2

ФИЛЬТРОВАНИЕ. РАЗДЕЛЕНИЕ ГАЗОВЫХ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

План

1. Общие сведения
2. Теория фильтрования
3. Оборудование для фильтрования
 - 3.1. Классификация оборудования
 - 3.2. Расчет оборудования
4. Разделение газовых неоднородных систем
5. Способы очистки газов
6. Расчет пылеуловителей

1. Общие сведения

Фильтрованием называется процесс разделения суспензий, пылей, туманов через пористую перегородку, способную пропускать жидкость или газ, но задерживать взвешенные в них частицы.

Фильтрование осуществляется под действием разности давлений на фильтрующей перегородке.

По характеру дисперсионной среды различают фильтрование жидкостей и газов. По целевому назначению процесс фильтрования может быть очистным или продуктовым.

Очистное фильтрование применяют для разделения суспензий и очистки растворов от различного рода включений. В этом случае целевым продуктом является фильтрат. В пищевой промышленности очистное фильтрование используют при осветлении вина, молока, пива и других продуктов.

Назначение продуктового фильтрования – выделение из суспензий диспергированных в них продуктов в виде осадка. Целевым продуктом служит осадок. Примером такого фильтрования является разделение дрожжевых суспензий.

Фильтровальные перегородки. В качестве фильтрующих материалов применяют зернистые материалы – песок, гравий, различные ткани, картон, сетки, пористые полимерные материалы, керамику и др. Фильтровальная перегородка представляет собой основную часть фильтра. От правильного выбора ее зависят производительность фильтра и качество получаемого фильтрата. Фильтровальная перегородка должна иметь минимальное гидравлическое сопротивление и обеспечивать хорошую задерживающую способность твердых частиц и получение чистого фильтрата.

Фильтровальные перегородки классифицируются на следующие группы: по принципу действия различают поверхностные и глубинные фильтровальные перегородки; по материалам, из которых они изготовлены, – хлопчатобумажные, шерстяные, синтетические, стеклянные, керамические и металлические; по структуре фильтровальные перегородки подразделяются на гибкие и негибкие.

Виды фильтрования. При разделении суспензий в зависимости от вида фильтровальной перегородки и свойств самой суспензии фильтро-

вание может происходить с образованием осадка на поверхности перегородки, с закупориванием пор перегородки и с тем и другим явлениями одновременно (промежуточный вид фильтрации).

Фильтрация с образованием осадка на поверхности фильтрующей перегородки имеет место, когда диаметр твердых частиц больше диаметра пор перегородки. Этот способ осуществим при концентрации твердой фазы суспензии более 1 мас. %, когда создаются благоприятные условия для образования сводиков над входами в поры фильтровальной перегородки. Образованию сводиков способствует увеличение скорости осаждения и концентрации твердой фазы в суспензии.

Фильтрация с закупориванием пор происходит, когда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки. Закупоривание пор твердыми частицами наблюдается уже в начальный период процесса фильтрации, что снижает производительность фильтра. Для поддержания ее на должном уровне фильтр регенерируют, промывая обратным током жидкости либо прокаливая металлические фильтровальные перегородки.

Промежуточный вид фильтрации имеет место в случае одновременного закупоривания пор фильтровальной перегородки и отложения осадка на поверхности фильтровальной перегородки.

Для повышения скорости фильтрации при разделении суспензий с небольшой концентрацией твердой фазы либо содержащих слизистые вещества фильтрацию проводят в присутствии вспомогательных веществ, препятствующих закупориванию пор фильтровальной перегородки. Слой вспомогательного вещества наносят на фильтровальную перегородку перед фильтрацией суспензии. В качестве вспомогательных веществ используются тонкодисперсные угли, перлит, асбест, кизельгур, фиброфло, асканит и другие материалы.

2. Теория фильтрации

Движущей силой процесса является разность давлений по обе стороны фильтровальной перегородки либо центробежная сила.

Разность давлений по обе стороны фильтровальной перегородки создают разными способами: созданием избыточного давления над фильтровальной перегородкой либо подсоединением пространства под фильтровальной перегородкой к вакуумной линии. В этих случаях фильтрация происходит при постоянном перепаде давлений, и скорость процесса, прямо пропорциональная разности давлений и обратно пропорциональная сопротивлению осадка, описывается основным уравнением фильтрации

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{\mu(R_o + R_{\phi,n})},$$

где V – объем фильтрата, м³;

F – площадь поверхности фильтрации, м²;

τ – продолжительность фильтрации, с;

Δp – перепад давлений, Па;

μ – вязкость жидкой фазы, Па·с;

R_o и $R_{\phi,п}$ – сопротивление соответственно осадка и фильтровальной перегородки, м⁻¹.

В основном уравнении фильтрования разность давлений Δp представляет собой движущую силу, а общее сопротивление складывается из сопротивлений осадка и фильтровальной перегородки. Сопротивление осадка тем больше, чем меньше пористость осадка и больше удельная поверхность составляющих его твердых частиц; на величину сопротивления осадка влияют также размер и форма частиц.

Центробежное фильтрование – процесс разделения жидких неоднородных систем в поле центробежных сил в перфорированных роторах центрифуг. Фильтрование под действием центробежной силы проводится в фильтрующих центрифугах. В фильтрующей центрифуге разделяемая суспензия отбрасывается под действием центробежных сил к стенкам ротора, и фазы разделяются. Жидкая фаза проходит через фильтровальную перегородку в кожух и отводится из его, а твердая фаза в виде осадка задерживается на внутренней стороне этой перегородки, а затем удаляется из ротора. В фильтрующих центрифугах с проницаемыми стенками для разделения суспензий вместо разности давлений используется центробежная сила.

Эффективность центробежного разделения, а следовательно, и эффективность центрифуг характеризуется критерием Фруда или фактором разделения:

$$\Phi_p = \frac{m \cdot v^2}{m \cdot g \cdot r} = \frac{\omega^2 \cdot r}{g} = \frac{\pi^2 \cdot n^2 \cdot r}{g \cdot 900} = \frac{n^2 \cdot r}{900}.$$

Однако фактор разделения не является исчерпывающей характеристикой центрифуг и их способности к разделению неоднородных жидких систем. Для оценки этой способности центрифуг используют индекс производительности центрифуги. Он определяется как произведение площади осаждения на фактор разделения:

$$\sum = F_{oc} \cdot \Phi_p.$$

3. Оборудование для фильтрования

3.1. Классификация оборудования

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

По способу создания разности давлений фильтровальное оборудование подразделяют на фильтры, работающие под вакуумом, под избыточным давлением и комбинированные фильтры.

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

К достоинствам фильтров относятся большая поверхность фильтрования на единицу занимаемой ими площади и отсутствие движущихся частей в процессе эксплуатации, сокращение затрат рабочей силы, получение чистого фильтра; к недостаткам – необходимость в ручном обслуживании, несовершенная промывка осадка и быстрое изнашивание фильтровальной ткани.

Для центрифугирования предназначены машины, называемые центрифугами и жидкостными сепараторами. Центрифуги можно классифицировать по нескольким признакам.

1. По принципу действия центрифуги делят на отстойные и фильтрующие: барабаны (роторы) отстойных центрифуг имеют сплошную, а фильтрующих – перфорированную стенку, покрытую фильтровальной тканью или сеткой.

2. По фактору разделения промышленные центрифуги условно делят на нормальные центрифуги с фактором разделения $\Phi_p = 3500$, скоростные или сверхцентрифуги – с фактором разделения $\Phi_p > 3500$.

3. По способу выгрузки осадка из барабана различают центрифуги с выгрузкой ручной, гравитационной, шнековой, ножами и скребками, пульсирующими поршнями и другими способами.

4. По конструкции опор и расположению оси барабана центрифуги делят на подвесные вертикальные (на колоннах), вертикальные стоячие, горизонтальные и наклонные.

5. По организации процесса разделяют периодически и непрерывно действующие центрифуги.

Достоинством центрифуг является возможность достижения в одном агрегате удовлетворительного обезвоживания осадка и хорошего осветления фугата, непрерывность процесса и высокая производительность при низких удельном расходе энергии и массе машины.

В силу сложившихся традиций центрифуги и сепараторы имеют самостоятельные системы классификации.

3.2. Расчет оборудования

При расчете фильтров принимают следующие допущения: отсутствие осаждения твердых частиц под действием силы тяжести; отсутствие изменения сопротивления фильтровальной перегородки в процессе работы; отсутствие изменения удельного сопротивления осадка. Производительность фильтр-пресса зависит от скорости фильтрования, которая определяется режимом фильтрования, характером перегородки и физико-химическими свойствами осадка.

Производительность Π (м³/с) фильтров и фильтр-прессов

$$\Pi = \frac{qF}{\tau_{\phi} + \tau_{np} + \tau_p},$$

где q – нагрузка на фильтрующую поверхность, м³/м²;

F – площадь фильтрующей поверхности, м²;

τ_{ϕ} , τ_{np} , τ_p – соответственно продолжительность фильтрации, промывки осадка, разгрузки и подготовки фильтр-пресса к следующему циклу, с.

Производительность центрифуги по суспензии за один цикл (кг)

$$P = \rho_c V_p = \rho_c (\pi/4)(D^2 - D_o^2)L,$$

где $V_p = \pi(D^2 - D_o^2)L/4$ – рабочий объем центрифуги или объем загружаемой за один цикл суспензии, м³;

D, D_o – соответственно внешний и внутренний диаметры барабана, м.

Число циклов работы одного аппарата в сутки

$$n_1 = \frac{24 \cdot 3600}{\tau_{осн} + \tau_{всп}}.$$

Необходимое количество фильтров $\Phi = n_{общ} / n_1$.

Производительность по фильтрату при центробежном фильтровании

$$P_{\tau} = F v_{\tau} = \pi D L v_{\tau},$$

где v_{τ} – скорость центробежного фильтрования.

Число аппаратов для обеспечения заданной производительности $P_{общ}$

$$\Phi = P_{общ} / P_i,$$

где P_i – производительность одного аппарата.

4. Разделение газовых неоднородных систем

На перерабатывающих предприятиях широко применяется очистка не только промышленных газов, но и воздуха, используемого в технологических целях. Воздух, поступающий для аэрации массы в бродильных и других биохимических производствах, должен быть очищен от механических примесей и микроорганизмов, а в ряде случаев должен быть стерилизован, чтобы не инфицировать биомассу. При аэрации зерна в процессе рашения солода воздух должен иметь определенную температуру, относительную влажность и чистоту от других примесей для обеспечения оптимальных условий рашения солода и накопления в нем ферментов.

Эффективное разделение неоднородных систем «газ – твердое тело» имеет не только санитарно-гигиеническое, экологическое, но и большое экономическое значение. Классификация пылеуловителей представлена на рисунке. Пылеулавливающие аппараты бывают механические и электрические.

По способу разделения неоднородных систем «газ – твердое тело» пылеуловители подразделяют на аппараты сухой, мокрой и электрической очистки газов. В основе работы сухих пылеуловителей лежат гравитационные, инерционные и центробежные механизмы осаждения. Самостоятельную группу аппаратов сухой очистки представляют пылеуловители фильтрационного действия.

В основе работы мокрых пылеуловителей лежит контакт запыленных газов с промывной жидкостью; при этом осаждение частиц происходит на капли, поверхность газовых пузырей или пленку жидкости.



Схема классификации пылеуловителей

В электрофильтрах осаждение частиц пыли происходит за счет соприкосновения им электрического заряда.

Эффективность аппаратов для очистки газов оценивается степенью очистки

$$\mu = \frac{V_1 x_1 - V_2 x_2}{V_1 x_1} 100\%,$$

где V_1 и V_2 – объемные расходы соответственно запыленного и очищенного газа, кг/м^3 ;

x_1 и x_2 – концентрации взвешенных частиц соответственно в запыленном и очищенном газе, кг/м^3 .

Эффективность очистки в пылеулавливающих аппаратах определяют несколькими способами: по содержанию пыли в газах перед газоочистным аппаратом и на выходе из него; по концентрации пыли в газах перед аппаратом и количеству уловленной пыли; по количеству уловленной аппаратом пыли и концентрации пыли в газах, выходящих из аппарата; по фракционной эффективности – степени очистки газов от частиц определенного размера.

5. Способы очистки газов

Для очистки газовых потоков от взвешенных частиц используется несколько способов: гравитационное осаждение; осаждение под действием инерционных и центробежных сил; фильтрование газового потока

через пористую перегородку; мокрая очистка, которая осуществляется в орошаемых водой скрубберах; осаждение в электрическом поле.

Гравитационная очистка газов. Для расчета процесса отстаивания используют те же закономерности, что и для расчета осаждения твердых частиц в капельной жидкости. Для разделения пылей предназначены аппараты непрерывного и полунепрерывного действия, основными из которых являются пылеосадительные камеры. Они предназначены для грубой очистки газов (диаметр осаждающихся частичек пыли может изменяться в пределах от 1 мм до 100 мк и достигаемая степень очистки не превышает 40...50%).

Для сокращения времени осаждения пыли камера конструируется в виде ряда близко расположенных друг над другом горизонтальных полок. При прохождении потока газа между полками твердые частицы оседают на их поверхности, а очищенный газ поступает в выхлопной канал и далее в газоход. Скорость газового потока в камере ограничена временем отстаивания: твердые частицы должны осесть на поверхности полок за время пребывания потока в пылеосадительной камере. Пыль, осевшая на полках, периодически удаляется скребками или смывается водой.

Очистка газов под действием инерционных и центробежных сил. Принцип очистки газов под действием инерционных сил заложен в конструкции отстойного газохода, очистка газов под действием центробежных сил осуществляется в циклонах.

Циклоны. Наибольшее распространение получили циклоны конструкции НИИОГаза. Запыленный газовый поток входит в циклон через патрубок, расположенный тангенциально к цилиндрической пылеосадительной камере, проходит по окружности вокруг выходной трубы и движется спирально вниз по стенке конуса и затем вверх, в выходную трубу. Благодаря тангенциальному вводу и наличию центральной выводной трубы поток начинает вращаться, совершая несколько витков при прохождении через аппарат. Под действием возникающих центробежных сил взвешенные частицы отбрасываются к периферии, оседают на внутренней поверхности корпуса, а затем соскальзывают в коническое днище

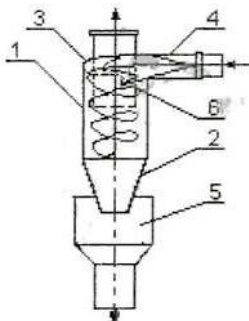


Схема циклона конструкции НИИОГаза:

1 – корпус; 2 – коническое днище; 3 – крышка; 4 – впускной патрубок; 5 – пылесборник; 6 – выхлопная труба

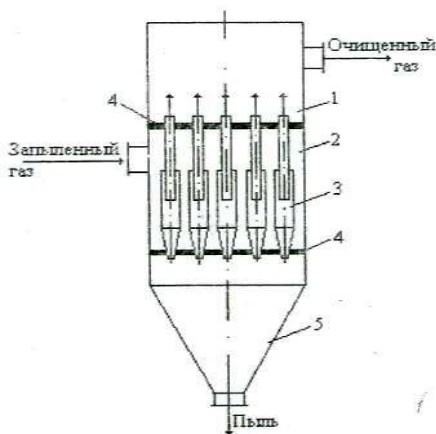


Схема батарейного циклона:

1 – корпус; 2 – газораспределительная камера; 3 – корпуса циклонных элементов; 4 – трубные решетки; 5 – бункер для пыли и удаляются из циклона через патрубок. Освобожденный от взвешенных частиц поток выводится из циклона через выводную трубу.

При больших расходах запыленного газа вместо одного циклона большого диаметра применяют несколько циклонных элементов меньшего размера, объединенных в одном корпусе. Такие аппараты называют батарейными циклонами. Диаметр одиночных циклонов обычно составляет от 40 до 1000 мм, а элементов батарейных циклонов – от 40 до 250 мм.

Циклоны используют для улавливания из газовых потоков распылительных сушилок частиц пищевого сырья: сахара, барды, сухого молока, дрожжей.

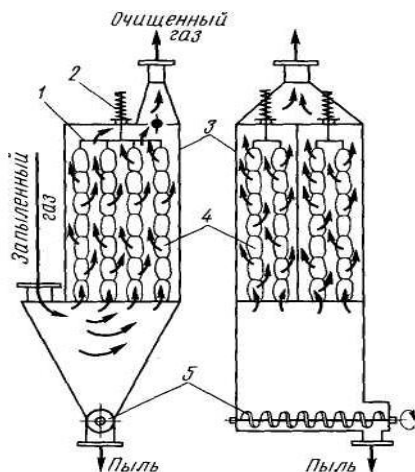
Фильтрация газов через пористые перегородки. В зависимости от вида фильтровальной перегородки фильтры бывают с мягкими, полужесткими и жесткими пористыми перегородками.

Фильтры с мягкими фильтровальными перегородками – рукавные, или мешочные, применяются для очистки газов от пыли.

Мягкие пористые перегородки выполняются из тканевых материалов, нетканых волокнистых материалов, пористых листовых материалов (металлоткани, пористые пластмассы и резины).

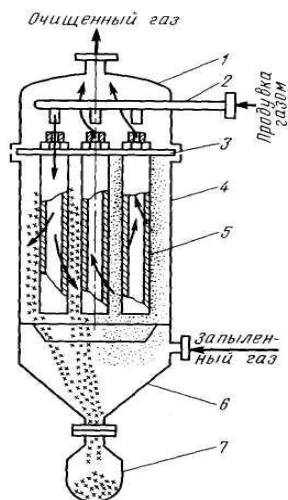
Батарейный рукавный фильтр с фильтрующими элементами из различных тканевых материалов изображен на рисунке. Рукава и мешки подвешиваются в прямоугольном корпусе к общей раме.

Запыленный газ поступает снизу внутрь рукавов в открытые торцевые отверстия. Проходя через боковые цилиндрические поверхности рукавов, газ фильтруется, а пыль оседает на внутренней поверхности рукавов.



Рукавный фильтр:

1 – рама; 2 – встряхивающий механизм; 3 – корпус; 4 – рукав; 5 – шнек



Патронный фильтр:

1 – крышка; 2 – коллектор; 3 – решетка; 4 – корпус; 5 – фильтровальный элемент; 6 – сборник пыли; 7 – шнек

В процессе эксплуатации слой пыли на поверхности фильтра увеличивается. Для регенерации фильтра рукава или мешки периодически встряхивают специальным механизмом.

Фильтры с полужесткими фильтровальными перегородками обычно состоят из кассет, в которых между сетками зажимается слой стекловолокна, металлической стружки или других материалов, пропитанный специальным составом для лучшего улавливания взвешенных в газе частиц. Кассеты, объединенные в секции, применяют для очистки малозапыленных газов с содержанием пыли $0,001 \dots 0,005 \text{ г/м}^3$.

Фильтры с жесткими фильтровальными перегородками, изготовленными из пористой керамики, спеченных или спрессованных металлических порошков, а также пластмасс, используются для тонкой очистки газов. Фильтровальные элементы могут иметь цилиндрическую кольцевую или плоскую форму. К фильтрам данной конструкции относится патронный фильтр с цилиндрическими фильтровальными элементами из пористой керамики.

Мокрая очистка газов применяется тогда, когда допустимы увлажнение и охлаждение газа, а взвешенные частицы имеют незначительную ценность. Охлаждение газа ниже температуры конденсации находящихся в нем паров способствует увеличению плотности взвешенных частиц. Частицы играют роль центров конденсации и тем самым обеспечивают выделение их из газового потока. Если взвешенные частицы не смачиваются жидкостью, то очистка газов в мокрых пылеуловителях малоэффективна. В этом случае для повышения степени очистки к жидкости добавляют поверхностно-активные вещества.

Степень очистки газов от пыли в мокрых пылеуловителях колеблется в зависимости от конструкции в пределах 60...85%. Недостатком мокрой очистки является образование сточных вод, которые также должны очищаться.

Осаждение под действием электрического поля. В электрическом поле тонкодисперсным частицам сообщается электрический заряд, под действием которого происходит их осаждение. Разделение пылей, дымов, туманов в электрическом поле имеет значительные преимущества перед другими способами осаждения. Для разделения пылей и дымов применяются сухие фильтры, для разделения туманов – мокрые.

Работа простейшего электрофильтра заключается в следующем. Газовая смесь поступает внутрь трубчатых электродов или между пластинами. Благодаря большой разности потенциалов на электродах и неоднородности электрического поля в слое газа у отрицательного электрода – катода образуется поток электронов, направленный к аноду.

В результате соударений электронов с нейтральными молекулами газа газ ионизируется. Такая ионизация называется ударной. В результате ионизации образуются положительные и отрицательные ионы. Положительные ионы собираются около катода, а отрицательные с большой скоростью движутся к аноду, заряжая взвешенные в газе частицы и увлекая их с собой. Частицы пыли или тумана оседают на аноде, покрывая его слоем осадка.

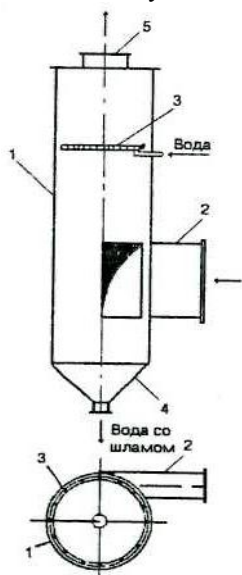


Схема центробежного скруббера конструкции ВТИ:

1 – корпус; 2 – входной патрубок;
3 – сопло; 4 – коническое днище

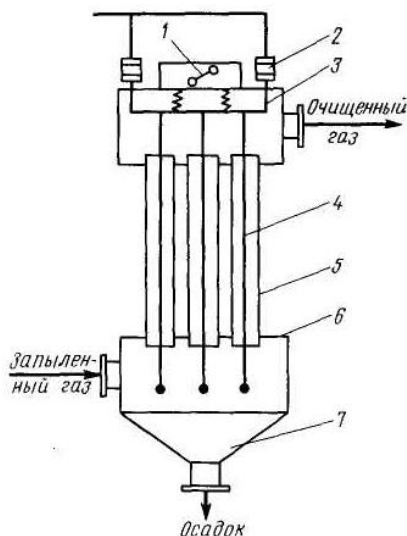


Схема трубчатого электрофильтра:

1 – встряхивающее устройство; 2 – изолятор;
3 – рама; 4 – коронирующий электрод;
5 – трубчатый электрод (анод); 6 – решетка;
7 – сборник для пыли

На заряженную частицу электрическое поле действует с силой $F = ne_o E_x$ (где n – заряд, полученный частицей; e_o – величина элементарного заряда; E_x – градиент потенциала электрического поля на расстоянии x от оси катода).

Скорость электроосаждения определяют по уравнению

$$v_o = \frac{ne_o E_x}{3\pi d\mu}.$$

Продолжительность осаждения частицы

$$\tau_o = \int_r^R \frac{dx}{v_o},$$

где R – расстояние от оси катода до поверхности анода;

r – радиус катода.

Градиент потенциала электрического поля E_x зависит от расстояния до катода x , следуя сложной зависимости.

На рисунке показан **трубчатый сухой электрофильтр**. Пыль или дым поступают в нижнюю часть фильтра под решетку 6, в которой закреплены электроды, и распределяется по трубчатым электродам – анодам. Внутри трубчатых электродов расположены коронирующие электроды – катоды. Электроды закреплены на общей раме, опирающейся на изоляторы. Под действием электрического поля происходит электроосаждение взвешенных в газе частиц. Осевшие на аноде частицы стряхиваются ударным приспособлением и собираются в конической нижней части фильтра. Осадок из фильтра удаляется с помощью выгрузного устройства, а очищенный газ выходит из верхней части фильтра.

6. Расчет пылеуловителей

Диаметр циклона определяется по условной скорости газа, отнесенной к полному поперечному сечению цилиндрической части циклона:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785v}},$$

где V – объемный расход газа, прошедшего через циклон, м³/с;

v – условная скорость газа, м/с.

Скорость определяют, предварительно задавшись отношением $\Delta p / p$,

$$\Delta p = \zeta_0 \frac{v^2 \rho}{2}$$

где Δp – гидравлическое сопротивление циклона. Па;

ζ_0 – коэффициент сопротивления циклона;

ρ – плотность газа, проходящего через циклон, кг/м³.

Значение скорости находится в диапазоне от 2,5...4 м/с. Степень

улавливания пыли в циклоне зависит, помимо свойств пыли, от диаметра циклона, а также от скорости газа.

Расчет фильтров для очистки газов от пыли сводится к определению общей площади $F = V / v_{yo}$ (где V – расход запыленного газа, м³/с; v_{yo} – удельная скорость фильтрования, м³/(м²·с) и количества фильтрующих элементов $n = \frac{F}{\pi d \ell}$ при известных диаметре d и длине ℓ рукава.

Расчет электрофильтров заключается в определении длины коронирующих электродов при известных сечении фильтра и количестве электродов. Величина тока в электрофильтре

$$I = iL,$$

где I – плотность тока;

L – длина коронирующих электродов.

По выражению $E_k = 31 + 9,54 \sqrt{\frac{\delta}{r}}$ (где δ – отношение плотности воздуха при данных условиях к его плотности при 25°С и давлении 0,1 МПа) находят критический градиент потенциала, а зная расстояние между электродами, определяют разность потенциалов на электродах.

Лекция №3

МЕМБРАННЫЕ ПРОЦЕССЫ

План

1. Общие сведения
2. Теоретические основы разделения обратным осмосом и ультрафильтрацией
3. Характеристика мембран
4. Классификация мембранных аппаратов
5. Расчет аппаратов проточного типа

1. Общие сведения

К основным мембранным процессам относятся обратный осмос и ультрафильтрация.

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.

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.

2. Теоретические основы разделения обратным осмосом и ультрафильтрацией

В основе метода разделения растворов обратным осмосом лежит явление самопроизвольного перехода растворителя через полупроницаемую мембрану в раствор. Если давление над раствором ниже осмотического ($p < \pi$), то растворитель будет переходить в раствор до достижения осмотического равновесия в системе.

Равновесное состояние наступает, когда гидростатическое давление между раствором и растворителем, определяемое разностью уровней, станет равным осмотическому давлению ($p = \pi$).

Если после достижения осмотического равновесия со стороны раствора приложить давление, превышающее осмотическое ($p > \pi$), то растворитель начнет переходить из раствора в обратном направлении. В этом случае будет иметь место обратный осмос. Растворитель, прошедший через мембрану, называют фильтратом.

Движущей силой процесса обратного осмоса является перепад давления $\Delta p = p - \pi_1$, 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 $\Delta p = p - (\pi_1 - \pi_2) = p - \Delta \pi$.

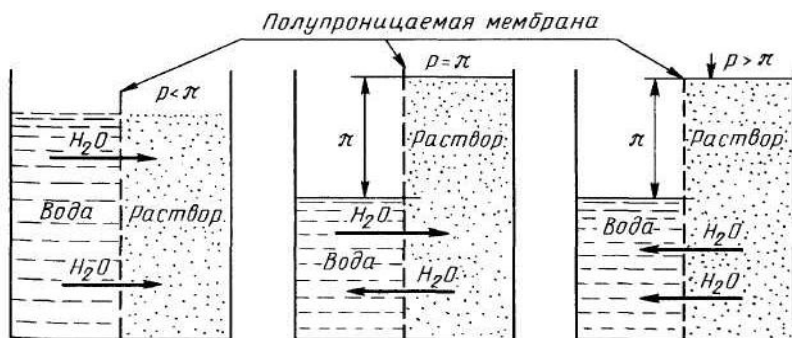


Схема разделения раствора обратным осмосом

Для приближенного расчета осмотического давления может быть использована формула Вант-Гоффа:

$$\pi = xRT,$$

где x – мольная доля растворимого вещества;

R – газовая постоянная;

T – абсолютная температура раствора, К.

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:

$$A_m = A_c + A_{np},$$

где A_c – работа на сжатие жидкости, Дж;

A_{np} – работа на продавливание жидкости через мембрану, Дж.

Так как жидкость несжимаема, величиной A_c обычно пренебрегают. Работа на продавливание жидкости определяется по формуле

$$A_{np} = \Delta p V,$$

где Δp – перепад давления на мембране;

V – объем продавливаемой жидкости.

Сравним работу на продавливание 1 м³ воды через мембрану и работу на испарение 1 м³ воды. В первом случае при давлении $p = 4,9$ МПа работа на продавливание составляет 4,90 МДж, во втором случае – 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 – наиболее важные технологические свойства.

Селективность φ (%) процесса разделения на полупроницаемых мембранах определяется по формуле

$$\varphi = (x_1 - x_2)/x_1 \cdot 100 = (1 - x_2/x_1)100,$$

где x_1 , 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

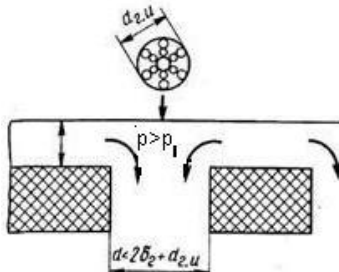
$$G = V/(F \tau),$$

где V – объем фильтрата, л;

F – рабочая площадь поверхности мембраны, м²;

τ – продолжительность процесса, ч.

Для объяснения механизма разделения растворов полупроницаемыми мембранами предложено несколько моделей. В последние годы распространение получила капиллярно-фильтрационная модель механизма полупроницаемости. 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.



Принцип разделения полупроницаемой мембраной

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_w , 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 $d \leq 2\delta_w + d_{hi}$ (где d_{hi} – диаметр гидратированного иона), через такой капилляр будет проходить преимущественно только вода. Однако мембраны имеют капилляры различного размера, а связанная вода растворяет неорганические соли, поэтому селективность мембран будет ниже 100%.

Исходя из капиллярно-фильтрационной модели, явление обратного осмоса можно представить следующим образом: на поверхности и внутри ка-

пилляров 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.

3. Характеристика мембран

Мембрана – полупроницаемая перегородка, пропускающая определенные компоненты жидких и газовых смесей.

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. Полупроницаемые мембраны, с помощью которых осуществляется процесс разделения водных растворов, являются основной частью мембранного аппарата и определяют технологические, технические и эксплуатационные характеристики аппаратов.

Мембраны изготавливаются из различных материалов: полимерных материалов, пористого стекла, графитов, металлической фольги и т. д. От материала мембраны зависят ее свойства (химическая стойкость, прочность) и структура.

Мембраны подразделяют на пористые и диффузионные.

Наибольшее распространение получили мембраны из полимерных пленок.

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 поли-

мерных 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 основе поликарбонатов и полисульфонов.

4. Классификация мембранных аппаратов

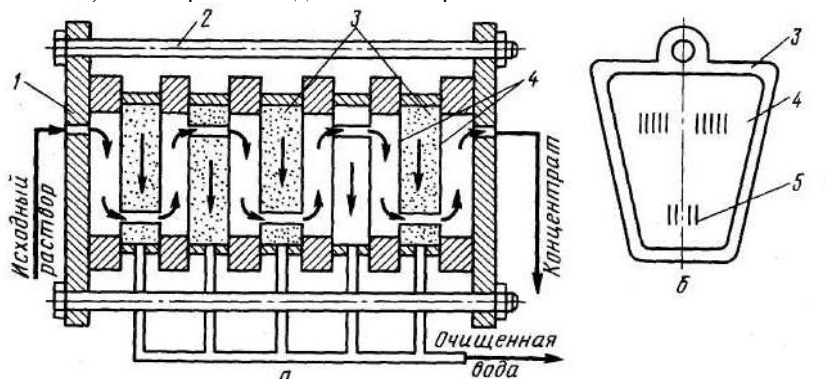
Аппараты для обратного осмоса и ультрафильтрации бывают периодического и непрерывного действия. Аппараты периодического действия применяются, как правило, только в лабораторной практике. В промышленности работают проточные аппараты непрерывного действия.

Мембранные аппараты классифицируются:

- по способу укладки мембран: на аппараты с плоскими, с трубчатыми мембранными элементами в виде полых волокон;
- по положению мембранных элементов: на горизонтальные, вертикальные;
- по условиям демонтажа: на разборные и неразборные.

Они могут быть корпусные и бескорпусные. Перечисленные аппараты состоят из отдельных секций или модулей, что позволяет собирать аппараты с различной площадью поверхности разделения.

Мембранные аппараты могут работать как в режиме идеального вытеснения, так и в режиме идеального перемешивания.



Мембранный фильтр-пресс (а) и «подложка» (б):

1 – плита; 2 – стяжной болт; 3 – «подложка»; 4 – мембрана; 5 – отверстие

Мембранные аппараты имеют большую удельную площадь поверхности разделения, просты в сборке и монтаже, надежны в работе. Перепад давления в аппаратах небольшой.

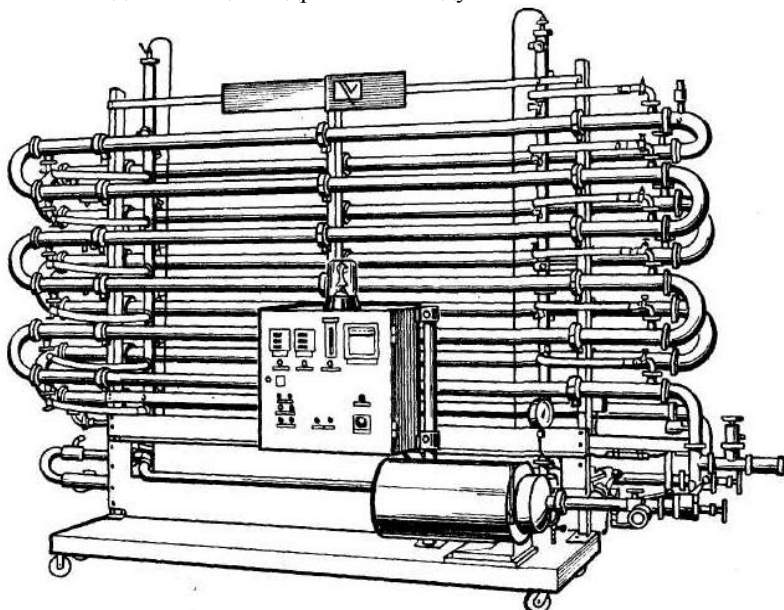
Недостатком аппаратов для обратного осмоса является высокое рабочее давление, что требует специальных уплотнений у трубопроводов и арматуры, рассчитанных на высокое давление.

Аппарат типа «фильтр-пресс», по конструкции напоминающий фильтр для обычного фильтрования, является наиболее простым мембранным аппаратом.

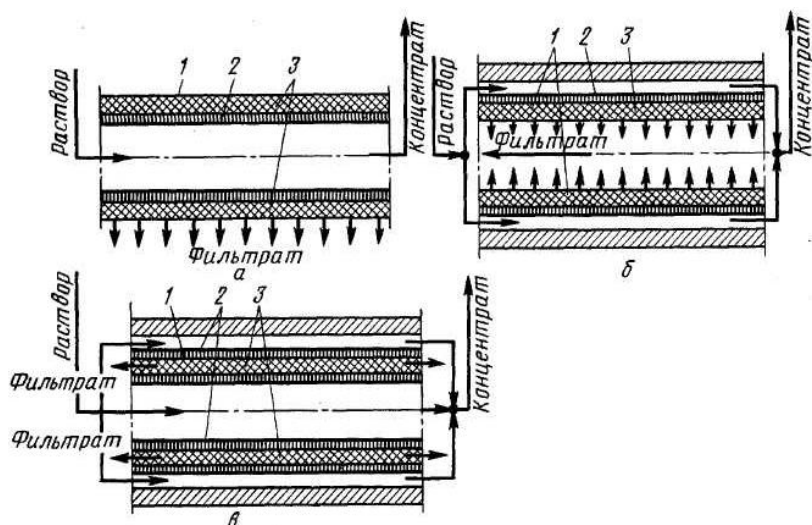
Основой этой конструкции является фильтрующий элемент, состоящий из двух мембран, уложенных по обе стороны листов «подложки», изготовленных из пористого материала, например полимерного. Листы «подложки» имеют отверстия для прохода жидкости. Эти листы расположены на расстоянии от 0,5 до 5 мм, образуя 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 $5,0 \dots 6,8 \text{ м}^3/\text{ч}$, по концентрату – $0,16 \dots 0,3 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Аппарат с цилиндрическими фильтрующими элементами собирается из отдельных цилиндрических модулей.



Мембранный аппарат с цилиндрическими фильтрующими элементами



Цилиндрические фильтрующие элементы с различным расположением мембраны: а – на внутренней поверхности дренажного каркаса; б – на внешней; в – с комбинированным расположением мембраны; 1 – труба; 2 – мембрана; 3 – «подложка»

Цилиндрический фильтрующий элемент представляет собой сменный узел, собранный из полупроницаемой мембраны и дренажного каркаса. Дренажный каркас состоит из трубы и пористой «подложки», включающей 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.

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.

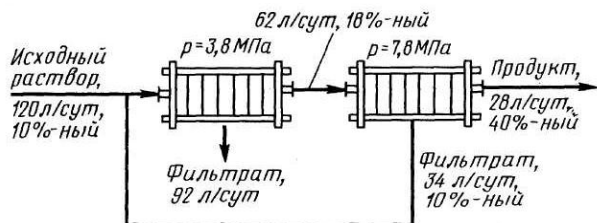
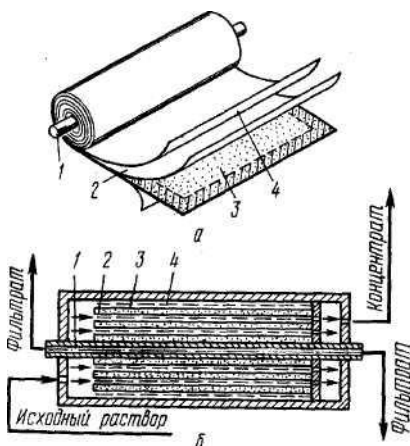
Аппараты с рулонными фильтрующими элементами выполняются в виде трубы, в которую последовательно вставлено несколько (плотность упаковки мембран составляет $300 \dots 800 \text{ м}^2/\text{м}^3$) рулонных фильтрующих элементов. Каждый элемент состоит из накрученного на отводящую трубу пакета из двух мембран и «подложки». Для создания межмембранного пространства между мембранами устанавливается сетка-сепаратор.

Исходный раствор движется по межмембранным каналам в продольном направлении, 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 ограничивается размерами мембран и дренажного слоя. Максимальная ширина пакета достигает 900 мм. Длина пакета ограничивается гидравлическим сопротивлением дренажного слоя потоку фильтрата и обычно не превышает 2 м.

Эффективность применения мембранных процессов в пищевых производствах рассмотрим на двух примерах.

На рисунке показана двухступенчатая схема установки для концентрирования апельсинового сока, работающая с возвратом фильтрата со второй ступени. Основными аппаратами являются мембранные фильтпрессы. Материальный баланс процесса представлен на схеме. В результате ультрафильтрации концентрация продукта повышается в 4 раза.



Двухступенчатая схема установки

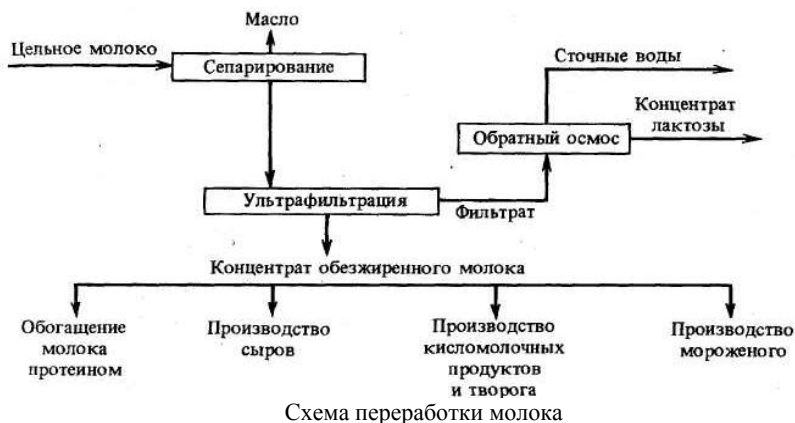


Схема переработки молока

5. Расчет аппаратов проточного типа

Расчет заключается в определении площади поверхности фильтрования при заданной производительности.

Материальный баланс процесса по растворенному компоненту

$$L_n x_n = L_i x_i + \Phi y,$$

по всему веществу

$$L_i = L_n + \Phi,$$

где L_n , L_i – расход жидкости соответственно поступающей в аппарат и в произвольном поперечном сечении аппарата, кг/ч;

x_n , x_i – концентрация растворенного вещества соответственно в поступающей жидкости и в произвольном сечении аппарата, мас. доли;

Φ – расход фильтрата, кг/ч;

y – концентрация растворенного вещества в фильтрате до рассматриваемого сечения, мас. доли.

Концентрация растворенного вещества в фильтрате (в мас. долях) равна

$$x_k = d(\Phi y_i) / d\Phi.$$

Проницаемость мембраны в рассматриваемом сечении аппарата [кг/(м²·ч)]

$$G = d\Phi / dF,$$

где F – рабочая площадь поверхности мембраны, м².

Лекция №4 ПСЕВДООЖИЖЕНИЕ

План

1. Термины и определения
2. Физические основы псевдоожижения
3. Классификация аппаратов с псевдоожиженным слоем

1. Термины и определения

Псевдоожижением называют такое состояние двухфазной системы «твердые частицы – газ (жидкость)», которое характеризуется перемещением твердых частиц относительно друг друга за счет подвода энергии от какого-либо источника.

Система, возникающая под действием оживающего агента, получила название псевдоожиженного, или кипящего слоя, так как этому слою присущи многие свойства капельной жидкости.

Псевдоожиженный слой образуется при восходящем движении оживающего агента через слой зернистого материала со скоростью, позволяющей поддерживать слой материала во взвешенном состоянии.

В последние годы процессы в псевдоожиженном слое получили широкое распространение во многих отраслях промышленности. В псевдоожиженном слое проводятся процессы смешивания, транспортировки, классификации сыпучих материалов, теплообмена, сушки, адсорбции и другие. Это объясняется следующими его достоинствами:

- происходит интенсивное перемешивание твердой фазы, приводящее к выравниванию температур и концентраций в рабочем объеме аппарата, что исключает локальный перегрев твердых частиц, препятствующий оптимальному проведению процесса и влияющий на качество продукции;

- текучесть псевдоожиженного слоя позволяет создавать аппараты непрерывного действия с непрерывным вводом и отводом отработанной твердой фазы;

- происходят резкое увеличение площади поверхности тепло- и массопередачи и снижение диффузионных сопротивлений в псевдоожиженном слое за счет использования частиц малого диаметра с большой удельной поверхностью, что позволяет увеличить производительность аппаратов при проведении ряда сорбционных, тепловых и других процессов;

- коэффициенты теплоотдачи и эффективная теплопроводность от псевдоожиженного слоя к поверхностям нагрева достаточно высоки, что позволяет интенсифицировать теплообменные процессы и уменьшить рабочие объемы теплообменных аппаратов;

- в аппаратах с псевдоожиженным слоем гидравлическое сопротивление невелико и не зависит от скорости оживающего агента в пределах существования псевдоожиженного слоя;

- диапазон свойств твердых частиц и оживающих агентов (газы, пары, капельные жидкости) достаточно широк и включает в том числе пастообразные материалы и суспензии;

– аппараты для проведения процесса довольно просты, легко механизуются и автоматизируются.

Наряду с большими достоинствами методу проведения процессов в псевдооживленном слое присущи и недостатки:

– вследствие интенсивного перемешивания твердой фазы в пределах одной секции движущая сила по сравнению с максимально возможной снижается;

– время пребывания частиц и оживающего агента в пределах одной секции неравномерно;

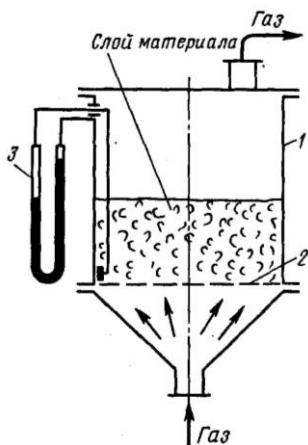
– частицы в псевдооживленном слое интенсивно истираются;

– пыль, образующаяся при истирании частиц, уносится, и рабочая скорость оживающего агента ограничивается скоростью уноса твердых частиц из слоя. Это вызывает необходимость устанавливать пылеулавливающие устройства;

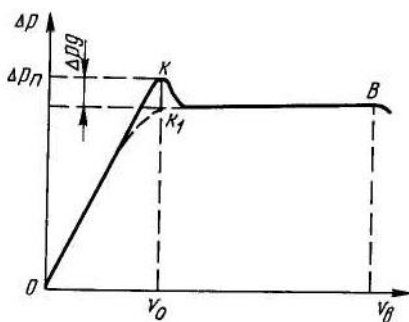
– при псевдооживлении частиц диэлектрических материалов возможно возникновение зарядов статического электричества, что приводит к взрывоопасности установки.

2. Физические основы псевдооживления

В вертикальном аппарате, снабженном поперечной перфорированной газораспределительной решеткой, помещен слой тонкодисперсного твердого материала. Оживающий агент – газ подается в нижнюю часть аппарата под газораспределительную решетку. Перепад давления в слое измеряется дифференциальным манометром.



Аппарат для псевдооживления:
1 – корпус; 2 – перфорированная решетка; 3 – манометр



Кривая псевдооживления

Состояние двухфазной системы наглядно изображается в виде кривой псевдооживления. Эта кривая выражает зависимость перепада давления в слое Δp от скорости оживающего агента v :

$$\Delta p / H_o = f(v),$$

где H_o – высота неподвижного слоя, м.

При невысоких скоростях газа слой зернистого материала на решетке остается неподвижным, происходит фильтрация газа через слой (кривая OK). С увеличением скорости газа перепад давления в слое возрастает, и в определенный момент масса зернистого материала в слое уравнивается гидродинамическим давлением потока газа – наступает гидродинамическое равновесие. В условиях гидродинамического равновесия начинается взаимное пульсационное перемещение частиц. Излом в точке соответствует переходу неподвижного слоя в псевдооживленное состояние. Абсцисса точки K_1 определяет скорость газа, при которой начинается псевдооживление, а ордината – перепад давления в этой точке. Скорость газа (жидкости) u_0 , при которой слой зернистого материала переходит в псевдооживленное состояние, называется скоростью начала псевдооживления. При дальнейшем увеличении скорости газа слой расширяется, интенсивность перемешивания частиц возрастает, но перепад давления остается постоянным.

При определенной, так называемой второй критической скорости u_* , или скорости уноса, гидродинамическое равновесие нарушается. Эта скорость является верхним пределом существования псевдооживленного слоя. При $u > u_*$ частицы уносятся из слоя, в результате этого снижается их массовое количество и уменьшается энергия, необходимая для поддержания твердой фазы во взвешенном состоянии.

Реальная кривая псевдооживления несколько отличается от идеальной. Для реальной кривой характерно наличие пика давления Δp_n в момент перехода в псевдооживленное состояние, который объясняется затратами дополнительной энергии на преодоление сил сцепления между частицами. Величина пика давления зависит от формы и состояния поверхности частиц.

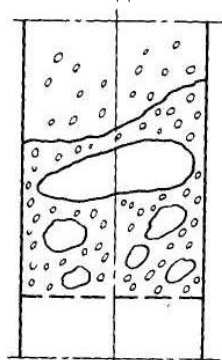
Реальная кривая псевдооживления обнаруживает гистерезис – так называемые линии прямого и обратного хода, которые получают соответственно при постепенном увеличении и уменьшении скорости газа. Эти линии вблизи точки K не совпадают, причем на линии обратного хода отсутствует пик давлений и она располагается ниже линии прямого хода. Участок кривой обратного хода левее точки K соответствует более рыхлой упаковке частиц, возможной для неподвижного слоя. Вправо от точки K эти линии совпадают. В реальных условиях перепад давления может не быть строго постоянным. Он может монотонно возрастать, а также колебаться около некоторого среднего значения.

Форма кривой псевдооживления отражает состояние слоя.

Пределы существования псевдооживленного слоя ограничены скоростью начала псевдооживления и скоростью уноса. Резкий переход от неподвижного слоя к псевдооживленному характерен для слоев, состоящих из частиц близкого размера. Для полидисперсных слоев существует область скоростей псевдооживления, в которой начинается псевдооживление полидисперсных частиц и завершается переход от неподвижного к псевдооживленному слою.

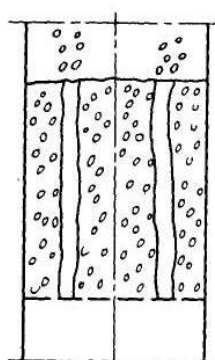
Отношение рабочей скорости к скорости начала псевдооживления $W = u/u_0$ называется числом псевдооживления. Число псевдооживления характеризует состояние псевдооживленного слоя и интенсивность пе-

ремешивания частиц в слое. Характеристики псевдоожиженного слоя зависят от числа псевдоожижения.



Газ

Структура неоднородного псевдоожиженного слоя



Газ

Каналообразование в слое

Для неоднородного псевдоожиженного слоя характерно наличие в слое газовых пузырей. При небольших числах псевдоожижения неоднородность слоя не сказывается отрицательно на его характеристиках.

Движущиеся газовые пузыри интенсифицируют перемешивание частиц в слое. При увеличении числа псевдоожижения неоднородность слоя возрастает: увеличивается размер пузырей и начинается интенсивный выброс (унос) частиц из слоя. Поперечный размер пузырей достигает размера аппарата. Возникает так называемый поршневой режим, при котором ухудшается равномерность контакта между газом и частицами материала.

При газовом псевдоожижении, особенно влажных, мелких и слипающихся частиц, может наблюдаться каналообразование, при котором часть газа «проскакивает» через слой. Предельным случаем каналообразования является образование фонтанирующего слоя. При фонтанировании поток газа (или жидкости) прорывается через слой по каналу, возникающему близ оси аппарата.

Различают псевдоожижение в плотной и разбавленной фазах.

Псевдоожижение в плотной фазе наблюдается, когда скорость газа находится в пределах между скоростью начала псевдоожижения v_0 и скоростью уноса v_e . При $v > v_e$ происходит пневмотранспорт частиц из слоя. В этом случае псевдоожиженный слой находится в разбавленной фазе. В пределе разбавленная фаза существует, когда хотя бы одна частица находится в газовом потоке.

Для создания и поддержания в псевдоожиженном состоянии слоя твердых частиц требуются затраты энергии E , которые расходуются на преодоление трения частиц друг о друга и газа об их поверхность, на расширение слоя, на трение частиц и газа о стенки аппарата.

Для аппаратов постоянного сечения, пренебрегая сжимаемостью газа, $E = \nu \Delta p F$, где Δp – перепад давления при движении газа через слой; F – площадь поперечного сечения аппарата.

Перепад давления в слое, необходимый для выбора дутьевого оборудования, определяется теоретическим путем. Если принять порозность ε постоянной по высоте слоя H , то

$$\Delta p = \rho_s (1 - \varepsilon) H,$$

где ρ_s – эффективная плотность частиц, кг/м³;

ε – порозность псевдоожиженного слоя.

Порозность неподвижного слоя

$$\varepsilon_o = 1 - \frac{\rho_n}{\rho_T},$$

где ρ_n – насыпная плотность материала, кг/м³;

ρ_T – плотность твердых частиц, кг/м³.

Уравнение для определения скорости псевдоожижения:

$$f(v_o) = \rho_s (1 - \varepsilon_o).$$

Перепад давления в слое определяют по уравнению Эргана:

$$\Delta p = 150 \frac{(1 - \varepsilon_o)^2}{\varepsilon_o^3} \frac{\mu \nu}{d_s^2} H + 1,75 \frac{1 - \varepsilon_o}{\varepsilon_o^3} \frac{\rho_T v_o^2}{d_s} H.$$

Из предыдущего уравнения путем преобразований получена критериальная зависимость для расчета скорости начала псевдоожижения, справедливая при $\varepsilon_o = 0,38..0,42$:

$$Re = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}},$$

где Re – критерий Рейнольдса; Ar – критерий Архимеда.

Для определения скорости псевдоожижения вычисляют сначала значение критерия Ar по уравнению

$$Ar = g \frac{d^3}{\nu^2} \frac{\rho_T - \rho}{\rho}.$$

Затем находят величину Re и по ней, используя уравнение

$$v_o = \frac{Re \cdot \mu}{d \rho},$$

вычисляют скорость начала псевдоожижения.

Для частиц несферической формы скорость начала псевдоожижения определяют с учетом фактора формы Φ .

Размер частиц определенного размера, когда форма отличается от сферической, определяют как диаметр шара, по объему равновеликого частице:

$$d_i = \sqrt[3]{\frac{6V_q}{\pi}},$$

где V_q – среднеарифметическое значение объема одной частицы в данной фракции, определенное по количеству частиц в пробе n и массе пробы g при определенной плотности частиц ρ_T : $V_q = g/(n\rho_T)$.

Фактор формы частиц определяется как отношение площадей поверхностей равновеликого шара и частицы S_q :

$$\Phi = \frac{\sqrt{\pi d_q^2}}{S_q} = \sqrt{4,87 \frac{V_q^{2/3}}{S_q}}.$$

Расчет второй критической скорости v_o (скорости уноса), при которой происходит массовый унос частиц, проводят по формуле:

$$Re_o = \frac{Ar}{18 + 0,575\sqrt{Ar}}.$$

Скорость витания (уноса)

$$v_o = Re_o \nu / d_q,$$

где ν – коэффициент кинематической вязкости.

3. Классификация аппаратов с псевдоожиженным слоем

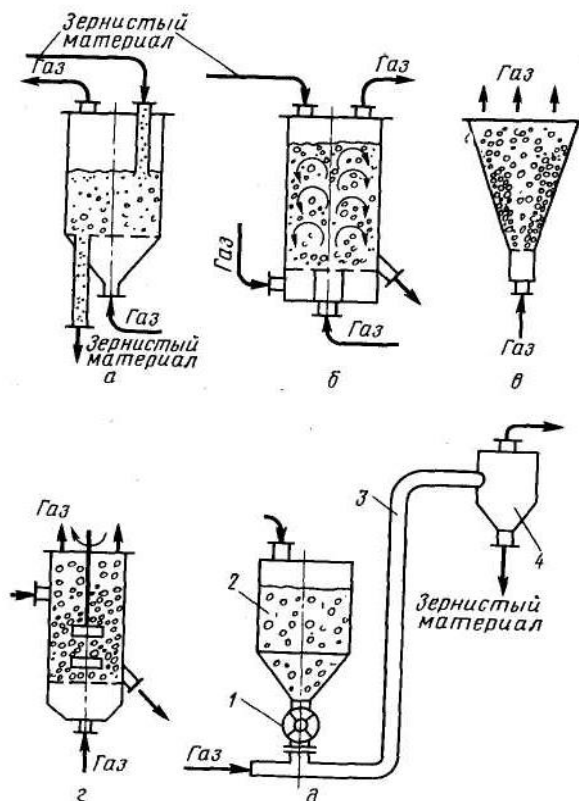
Разработаны многочисленные конструкции аппаратов с псевдоожиженным слоем, учитывающие технологические условия протекания процессов, требования к качеству получаемых продуктов, специфические особенности взаимодействующих веществ. На рисунке показаны схемы аппаратов с псевдоожиженным слоем.

По принципу действия аппараты бывают периодического и непрерывного действия. В аппаратах непрерывного действия происходит взаимодействие газового потока с зернистым материалом, который непрерывно вводится в аппарат и выводится из него. Аппараты могут реализовать взаимодействие прямо-, противо- и перекрестных потоков агента и материала.

В цилиндрический противоточный аппарат непрерывного действия ожижающий газовый поток поступает снизу под газораспределительную решетку, а зернистый материал – в верхнюю часть аппарата. Для поддержания определенного уровня материала на газораспределительной решетке и вывода его из аппарата служит переточный патрубок.

Вертикальные цилиндрические силосы используются для накопления и усреднения больших партий зерновых материалов. Псевдоожиженный слой создается газом (воздухом), поступающим во внутреннюю полость между двумя днищами, которая разделена концентрической перегородкой на внешнее и внутреннее кольцо. Во внешнее кольцо подается примерно в 2 раза больше газа, чем во внутреннее. За счет разного количества газа, подаваемого во внешнее и внутреннее кольца, в силосе создается направленная циркуляция зернового материала от периферии к оси аппарата, способствующая его перемешиванию.

В конических аппаратах уменьшение скорости снизу вверх позволяет псевдоожижать полидисперсные материалы. Газ подается через не-



Схемы аппаратов с псевдоожиженным слоем:

а – цилиндрический противоточный непрерывного действия; б – с направленной циркуляцией (силос); в – конический; г – с перемешивающим устройством; д – устройство для пневмотранспорта (1 – шлюзовой затвор; 2 – бункер; 3 – пневмолиния; 4 – циклон)

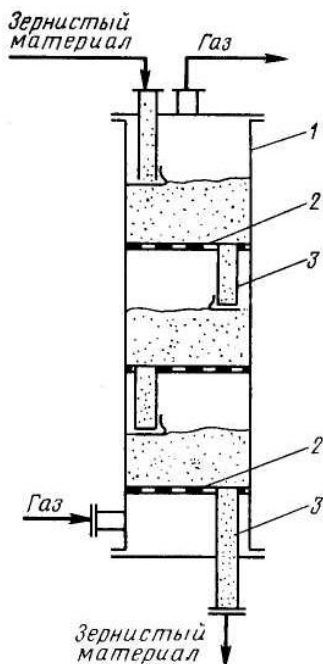
большое отверстие внизу аппарата с большой скоростью. Это позволяет при необходимости работать без газораспределительной решетки, что особенно важно при псевдоожижении комкующихся и слипающихся материалов. При значительном угле конусности аппарата струя газа может оторваться от стенок аппарата и образовать сплошной канал. По этому каналу будет двигаться с большой скоростью поток газозвеси, образующий над поверхностью слоя фонтаны твердых частиц. Такой слой называется фонтанирующим.

В аппаратах с фонтанирующим слоем возникает интенсивная циркуляция зернистого материала от оси к его стенкам.

На рисунке показана **установка для пневмотранспорта** зернистого материала в разбавленной псевдоожиженной фазе. Зернистый материал дозируется в пневмолинию с помощью шлюзового затвора. Разде-

ление псевдоожиженного слоя на зернистый материал и газ происходит на новом уровне в циклоне.

При псевдоожижении мелких частиц диаметром 25...40 мкм, обладающих склонностью к агломерации, слипанию и электризации, для улучшения перемешивания и разрушения застойных зон, а также для интенсификации процессов тепло- и массообмена используют газомеханический способ псевдоожижения. При этом способе дополнительную энергию вводят в слой посредством различного рода перемешивающих устройств и вибраторов.



Для снижения обратного перемешивания зернистого материала, которое приводит к снижению движущей силы процесса, в противоточных аппаратах непрерывного действия применяют **секционирование**, т.е. разделяют весь слой зернистого материала по высоте перфорированными перегородками (возможно насадкой). Перетекание зернистого материала из верхних секций в нижние происходит под действием гравитационной силы через специальные переточные устройства либо через отверстия в горизонтальных перегородках (провальных тарелках).

Схема секционного аппарата непрерывного действия:

- 1 – корпус; 2 – газораспределительная решетка;
- 3 – переточное устройство

Лекция №5 ПЕРЕМЕШИВАНИЕ ПИЩЕВЫХ СРЕД

План

1. Теоретические основы процесса перемешивания
 - 1.1. Термины и определения
 - 1.2. Степень однородности
 - 1.3. Способы смешивания
2. Классификация смесителей и рабочих органов
3. Расчет механических мешалок

1. Теоретические основы процесса перемешивания

1.1. Термины и определения

Перемешивание в жидкой среде применяется для получения суспензий, эмульсий и гомогенных систем (растворов), а также для интенсификации тепловых, диффузионных и биохимических процессов.

Смешиванием называется процесс соединения объемов различных веществ с целью получения однородной смеси, т.е. создания равномерного распределения частиц каждого компонента во всем объеме под действием внешних сил.

Устройства, с помощью которых осуществляется этот процесс, называют смесителями, а их рабочие органы – мешалками. В зависимости от агрегатного состояния смешиваемых веществ (компонентов) требуется различное аппаратное оформление.

Наиболее просто получить систему «жидкость – жидкость» в виде раствора или однородной эмульсии. С помощью насоса эмульсатора готовят заменители цельного молока. Несколько труднее получить устойчивую взвесь (суспензию), представляющую собой смесь жидкой фазы с твердой. Так, для свиней готовят «болтушку» – смесь комбикорма с водой.

Трудности встречаются при смешивании твердых веществ; среди них легче смешиваются сыпучие и зернистые материалы. Практически не смешиваются длиноволокнистые материалы.

В технологических процессах приготовления кормов применяют механическое смешивание.

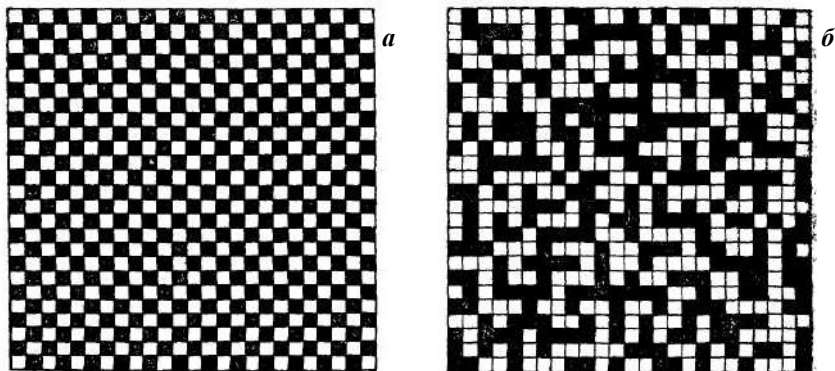
Смеси (кроме жидких) представляют собой механические системы из сыпучих (зернистых или волокнистых) материалов, крайними состояниями являются полное смешивание или полное распределение.

Для перемешивания используются смесители различных конструкций. Процесс смешивания материалов зависит от конструкции смесителя и заключается в выравнивании концентраций каждого из компонентов смеси по всему объему рабочей камеры с образованием однородной смеси.

1.2. Степень однородности смеси

Идеальный случай полного смешивания частиц двух компонентов представлен на рисунке. Все пробы, взятые из полностью смешанного слоя, должны иметь одинаковый состав. Однако такого состояния нельзя

достигнуть в результате механического смешивания, а можно получить только попеременным укладыванием частиц двух компонентов (упорядоченное состояние).



Состояние полного смешения двухкомпонентной смеси:

а – упорядоченное состояние (укладка); б – неупорядоченное состояние (смесь)

Состояние полного смешивания, определяемое статистически, является неупорядоченным состоянием. Это такое состояние, при котором вероятность нахождения частицы данного компонента в произвольной точке есть постоянная величина, равная доле этого компонента во всей массе. Неупорядоченное состояние может быть достигнуто в технологической операции смешивания.

При смешивании сухих компонентов с влажными увеличение относительной влажности до 14...15% способствует повышению однородности смеси. Дальнейшее увеличение влажности требует увеличения времени смешивания.

При смешивании сыпучих компонентов большое значение имеют соотношения показателей их плотностей и объемов. Чем это соотношение ближе к единице, тем быстрее и легче происходит процесс.

Чем меньше размеры частиц компонентов и чем более выравненным является их гранулометрический состав, тем легче получить заданную однородность смеси. Если средние размеры частиц одного компонента значительно отличаются от размеров частиц другого, то однородную смесь получить трудно.

Под термином «соотношение компонентов» понимается отношение количества большего компонента к меньшему. Чем меньше это соотношение (в пределе равно единице), тем быстрее при всех прочих равных условиях достигается заданная степень однородности.

Количественной характеристикой завершенности процесса смешивания является степень однородности смеси, представляющая собой массовое отношение содержания контрольного компонента в анализируемой пробе к содержанию того же компонента в идеальной смеси (рецептурной), выраженное в процентах или долях единицы.

Для определения степени однородности θ на основе анализа взятых проб применяют различные формулы

$$\text{при } B_1 < B_o \quad \theta = \sum \left(\frac{B_i}{B_o} \right) / n, \quad (1)$$

$$\text{при } B_1 > B_o \quad \theta = \sum [(2B_o - B_i) / B_o] / n, \quad (2)$$

где n – число проб;

B_o – доля меньшего компонента в идеальной (расчетной) смеси;

B_i – доля меньшего компонента в пробе.

Об однородности смеси судят по коэффициенту вариации.

Применительно к обозначениям формул (1) и (2) степень однородности будет

$$\theta = 100 \sqrt{\sum \frac{(B - B_o)^2}{n-1} / B_o}.$$

О степени однородности можно судить по отношению среднеквадратических отклонений

$$\theta_\phi = \frac{\phi_\tau}{\phi_\phi},$$

где ϕ_τ – среднеквадратическое отклонение теоретического распределения;

ϕ_ϕ – среднеквадратическое отклонение эмпирического распределения.

Разбросанность теоретического распределения (ϕ_τ) всегда меньше, чем у эмпирического, и поэтому степень однородности меняется от 0 до 1.

Показатель ϕ_τ однородности характеризует рассматриваемую смесь как статическую систему.

Процесс смешивания можно считать завершенным при наличии в смеси действительного количества комбикормов и концентратов 97%, сочных кормов 93%, жидких кормов и воды 95% и минеральных добавок 98%.

Важными характеристиками перемешивающих устройств являются эффективность перемешивающего устройства и интенсивность его действия.

Эффективность перемешивающего устройства характеризует качество проведения процесса перемешивания. Например, в процессах получения суспензий эффективность перемешивания характеризуется степенью равномерности распределения твердой фазы в объеме аппарата. На эффективность смешивания влияют плотность исходных компонентов, гранулометрический состав (форма, размеры, дисперсионное распределение по степени крупности для неоднородных компонентов) частиц компонентов смеси, состояние их поверхности, влажность компонентов, силы трения и адгезии поверхности частиц и т.д.

Интенсивность перемешивания определяется временем достижения заданного технологического результата или числом оборотов мешалки при фиксированной продолжительности процесса (для механических мешалок). Чем выше интенсивность перемешивания, тем меньше времени требуется для достижения заданного эффекта перемешивания. Интенсифика-

ция процессов перемешивания приводит к уменьшению размеров проектируемой аппаратуры и увеличению производительности действующей.

1.3. Способы смешивания

Перемешивание производят разными способами. Наиболее распространено перемешивание при помощи:

- движущихся лопастей;
- вращения камеры (резервуара) смесителя;
- пропускания массы через сопла;
- сжатого воздуха, пара или жидкости;
- вибраций, ультразвука, электрогидравлического эффекта и др.

Первые три способа называют механическими, четвертый – пневматическим, последние – кавитационными или импульсными. Смешивание может быть основным или сопутствующим технологическим процессом.

Процесс смешивания складывается из элементарных процессов:

- образование в массе слоя скользящих друг по другу плоскостей – срезающее смешивание;
- перемешивание групп частиц из одного положения в другое – конвективное смешивание;
- перемена позиции единичными частицами слоя – диффузионное смешивание;
- рассеяние единичных частиц под влиянием их столкновений или ударов о стенки аппарата – ударное смешивание;
- деформация и растирание частиц – измельчение.

Пневматическое перемешивание осуществляется с помощью сжатого газа (в большинстве случаев воздуха), пропускаемого через слой перемешиваемой жидкости. Для равномерного распределения в слое жидкости газ подают в смеситель через барботер, который представляет собой ряд перфорированных труб, расположенных у дна смесителя по окружности или спирали, или центральную циркуляционную трубу при циркуляционном (эрлифтном) перемешивании. Пузырьки газа увлекают за собой вверх по трубе жидкость, находящуюся в сосуде, которая затем опускается вниз в кольцевом пространстве между трубой и стенками аппарата, обеспечивая циркуляционное перемешивание жидкости.

При расчете пневматических мешалок определяют необходимое давление и расход газа. Давление газа рассчитывают с помощью уравнения Бернулли

$$p = h\rho_{ж}g + 0,5\rho_{г}v^2\left(1 + \frac{\lambda\ell}{d} + \sum \zeta_{м.с}\right) + p_o,$$

где h – высота столба перемешиваемой жидкости, м;

$\rho_{ж}$ и $\rho_{г}$ – плотность перемешиваемой жидкости и газа, кг/м³;

v – скорость воздуха в трубе ($v = 20 \dots 40$ м/с);

λ – коэффициент трения;

ℓ и d – длина и диаметр трубы, м;

$\sum \zeta_{м.с}$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений;

ρ_0 – давление над жидкостью в аппарате, Па.

Объемный расход газа V (м³/ч) определяется по эмпирической формуле

$$V = kFr,$$

где k – опытный коэффициент (при слабом перемешивании $k = 0,24 \dots 0,30$, при малоинтенсивном $k = 0,35 \dots 0,50$ и интенсивном $k = 0,45 \dots 0,60$);

F – поверхность спокойной жидкости в аппарате, м²;

p – давление воздуха, Па.

Циркуляционное перемешивание осуществляется с помощью насоса, перекачивающего жидкость по замкнутой системе «смеситель – насос – смеситель».

Интенсивность циркуляционного перемешивания зависит от кратности циркуляции, т.е. отношения подачи циркуляционного насоса в единицу времени к объему жидкости в аппарате. В ряде случаев вместо насосов могут применяться паровые инжекторы.

Статическое смешивание жидкостей невысокой вязкости, а также газа с жидкостью осуществляется в статических смесителях за счет кинетической энергии жидкостей или газов.

Статические смесители устанавливают в трубопроводах перед реактором или другой аппаратурой или непосредственно в реакционном аппарате.

Простейшими статическими смесителями являются устройства с винтовыми вставками различной конструкции. Цилиндрический статический смеситель предназначен для перемешивания газа и жидкости, имеет вставные элементы, представляющие собой разнозакрученные пластины из нержавеющей стали, установленные последовательно встык в корпусе смесителя.

К статическим смесителям относится и вихревой эмульсор для получения эмульсии жирофосфатной смеси в обезжиренном молоке. Вихревой эмульсор обеспечивает высокую эффективность эмульгирования при давлении 0,3...0,36 МПа, прост в изготовлении и эксплуатации. Принцип его действия заключается в использовании эффекта центробежной форсунки при каскадном истечении жидкости. Получаемая эмульсия с размером частиц до 3 мкм не расслаивается в течение 24 ч.

Механическое перемешивание используют для получения гомогенных и гетерогенных систем, а также для интенсификации гидромеханических процессов (диспергирования), тепло- и массообменных, биохимических процессов в системах «жидкость – жидкость», «газ – жидкость» и «газ – жидкость – твердое тело». Осуществляют его с помощью различных перемешивающих устройств – мешалок. Мешалка представляет собой комбинацию лопастей, насаженных на вращающийся вал.

Механическое перемешивание осуществляется с помощью мешалок, которым сообщается вращательное движение либо непосредственно от электродвигателя, либо через редуктор или клиноременную передачу.

При медленном движении в вязкой среде тела любой формы в тонком слое жидкости, примыкающем к его поверхности, образуется ламина

нарный пограничный слой, форма и толщина которого зависят от формы и размеров тела. При увеличении скорости движения происходит отрыв пограничного слоя от поверхности тела в точках, где скорость жидкости является наибольшей, например у кромок вертикальной пластины, и образование турбулентного следа за движущимся телом. Начало отрыва пограничного слоя характеризуется резким возрастанием сопротивления среды движению тела.

Окружная скорость имеет наибольшее значение на периферии мешалки, так как эта величина пропорциональна диаметру мешалки. В данной области, как следует из уравнения Бернулли, образуется зона пониженного давления, куда устремляется жидкость, находящаяся в аппарате.

Радиальные потоки, возникающие под действием центробежных сил при вращательном движении мешалки, приводят к интенсивному перемешиванию содержимого аппарата. Задача внешнего обтекания тел в условиях перемешивания может быть решена с помощью уравнений Навье-Стокса и неразрывности потока.

Мешалки являются одним из основных элементов аппарата для перемешивания жидких сред. Они предназначены для передачи механической энергии перемешиваемой среде.

По типу создаваемого мешалкой потока жидкости в аппарате различают мешалки, обеспечивающие тангенциальное, радиальное, осевое и смешанное течения. При тангенциальном течении жидкость в аппарате движется преимущественно по концентрическим окружностям, параллельным плоскости вращения мешалки. Перемешивание происходит за счет вихрей, возникающих на кромках мешалки. Качество перемешивания будет наихудшим, когда скорость вращения жидкости равна скорости вращения мешалки. Радиальное течение характеризуется направленным движением жидкости от мешалки к стенкам аппарата перпендикулярно оси вращения мешалки.

При высоких скоростях вращения мешалок перемешиваемая жидкость вовлекается в круговое вращение и вокруг вала образуется воронка, глубина которой увеличивается с возрастанием числа оборотов и уменьшением плотности и вязкости среды. Для предотвращения образования воронки в аппарате помещают отражательные перегородки, которые, кроме того, способствуют возникновению вихрей и увеличению турбулентности системы. Образование воронки можно предотвратить и при полном заполнении жидкостью аппарата, т.е. при отсутствии воздушной прослойки между перемешиваемой жидкостью и крышкой аппарата, а также установке вала мешалки эксцентрично к оси аппарата или применении аппарата прямоугольного сечения. Помимо этого отражательные перегородки устанавливают во всех случаях при перемешивании в системах «газ – жидкость». Применение отражательных перегородок, а также эксцентричное или наклонное расположение вала мешалки приводит к увеличению потребляемой ею мощности.

2. Классификация смесителей и рабочих органов

Смешивание осуществляется в смесителях следующих типов: шнековых, лопастных, барабанных, пневматических (сжатым воздухом) и комбинированных.

Смесители классифицируются:

- по расположению аппарата: вертикальные, горизонтальные, наклонные, специальные;
- по виду среды: для жидких, сыпучих, высоковязких и пенообразных материалов;
- по принципу действия: механические, пневматические, эжекторные, циркуляционные и специальные;
- по конструктивному признаку: рамные, шнековые, лопастные, пропеллерные (винтовые), турбинные, якорные.

Для тонкого измельчения и перемешивания мясного сырья используют куттер-мешалку. Кусковые вязкие и вязкопластичные продукты (мука, мясо, мясной фарш, творожно-сырковая масса) перемешивают шнеками, лопастями в барабанных и других смесителях. Жидкие продукты (молоко, сливки, сметана и др.) перемешивают в емкостях с лопастными, пропеллерными и турбинными мешалками.

Для смесителя конфигурацию и форму лопастей выбирают, учитывая состояние перемешиваемой массы, ее объем, толщину слоя, производительность, соотношение смешиваемых компонентов, степень однородности, способ загрузки и выгрузки продукта.

Все перемешивающие устройства можно разделить на две группы: в первую входят лопастные, турбинные и пропеллерные, во вторую – специальные – винтовые, шнековые, ленточные, рамные, ножевые и др., предназначенные для перемешивания пластичных и сыпучих масс.

По частоте рабочего органа перемешивающие устройства подразделяют на тихо- и быстроходные.

Применяемые мешалки разделяются на быстроходные, используемые для перемешивания жидких сред при турбулентном и переходном режимах движения жидкости, тихоходные, используемые для перемешивания жидких сред при ламинарном режиме движения жидкости, и специальные.

Тихоходные мешалки применяют в основном для гомогенизации и усреднения высоковязких и неньютоновских сред, интенсификации теплообмена и для осуществления других технологических операций. Тихоходные мешалки используются только в гладкостенных аппаратах, исключением является шнековая мешалка, которую используют в аппаратах с циркуляционной трубой и с отражательными перегородками.

Лопастные, ленточные, якорные и шнековые мешалки относятся к тихоходным: частота их вращения составляет $30 \dots 90 \text{ мин}^{-1}$, окружная скорость на конце лопасти для вязких жидкостей – $2..3 \text{ м/с}$. Преимущество лопастных мешалок – простота устройства и невысокая стоимость. К недостаткам относится слабый осевой поток жидкости, который не обеспечивает полного перемешивания во всем объеме смесителя. Усиление осевого потока достигается при наклоне лопастей под углом 30° к

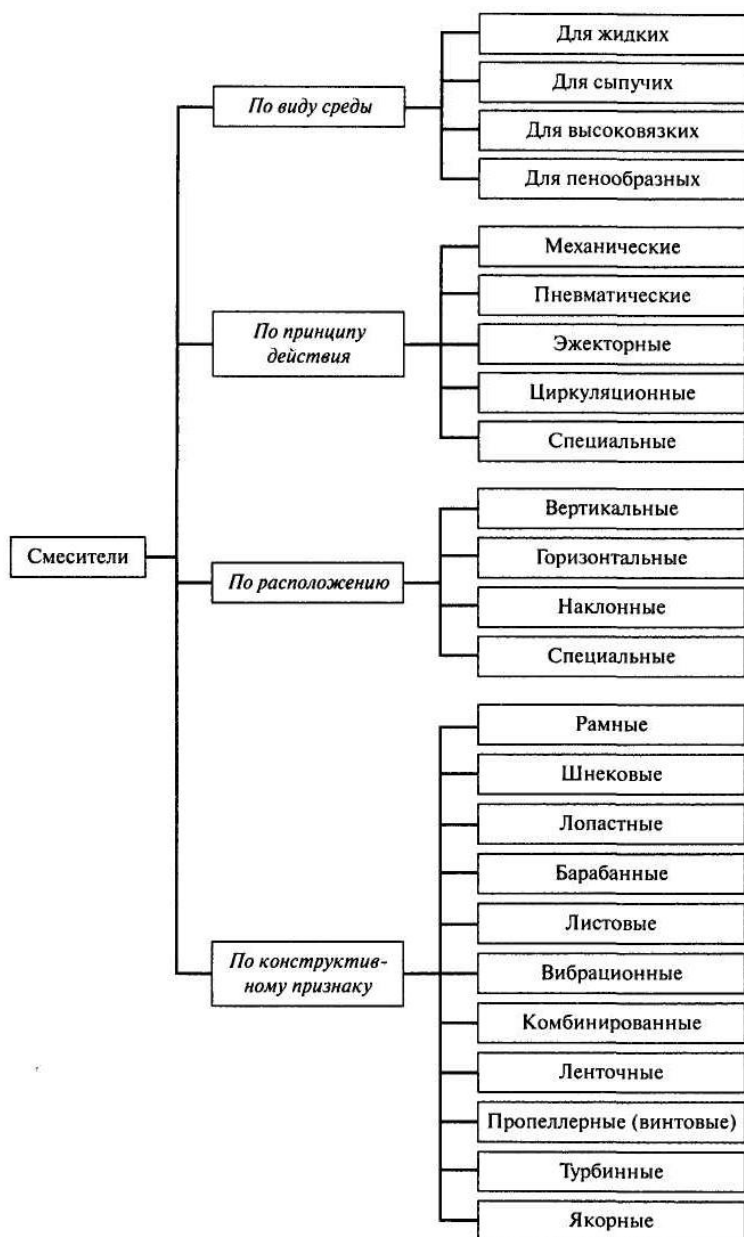


Схема классификации смесителей

оси вала. Якорные мешалки повторяют форму днища аппарата. Их применяют при перемешивании вязких сред. При перемешивании эти мешалки очищают стенки и дно смесителя от налипающих загрязнений.

Шнековые мешалки имеют форму винта. Их применяют, как ленточные, для перемешивания вязких сред.

К быстроходным относятся пропеллерные и турбинные мешалки: частота их вращения составляет $100 \dots 3000 \text{ мин}^{-1}$ при окружной скорости $3 \dots 20 \text{ м/с}$.

Пропеллерные мешалки изготавливают с двумя или тремя пропеллерами. Они обладают насосным эффектом и используются для создания интенсивной циркуляции жидкости. Применяют такие мешалки для перемешивания жидкостей вязкостью до $2 \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Турбинные мешалки изготавливают в форме колес турбин с плоскими, наклонными или криволинейными лопастями. Они бывают открытого и закрытого типа. Закрытые мешалки имеют два диска с отверстиями в центре для прохода жидкости. Для одновременного создания радиального и осевого потоков применяют турбинные мешалки с наклонными лопастями. Турбинные мешалки обеспечивают интенсивное перемешивание во всем рабочем объеме смесителя. Их применяют для перемешивания жидкостей вязкостью до $500 \text{ Па}\cdot\text{с}$, а также грубых суспензий.

В промышленности используются двенадцать типов мешалок: трехлопастная с углом наклона лопасти; винтовая; турбинная открытая; турбинная закрытая; шестилопастная с углом наклона лопасти; клетьевая и др.

Специальные мешалки. К этой группе относятся барабанные, дисковые, вибрационные мешалки. Барабанные мешалки состоят из двух цилиндрических колец, соединенных между собой вертикальными лопастями прямоугольного сечения. Высота мешалки составляет $1,5 \dots 1,6$ ее диаметра. Мешалки этой конструкции создают значительный осевой поток и применяются (при отношении высоты столба жидкости в аппарате к диаметру барабана не менее 10) для проведения газожидкостных реакций, получения эмульсий и взмучивания осадков.

Дисковые мешалки представляют собой один или несколько гладких дисков, вращающихся с большой скоростью на вертикальном валу. Диаметр диска составляет $0,1 \dots 0,15$ диаметра аппарата. Потребление энергии колеблется от $0,5 \text{ кВт}$ для маловязких сред до 20 кВт для вязких смесей. Дисковые мешалки применяют для перемешивания жидкостей в объемах до 4 м^3 .

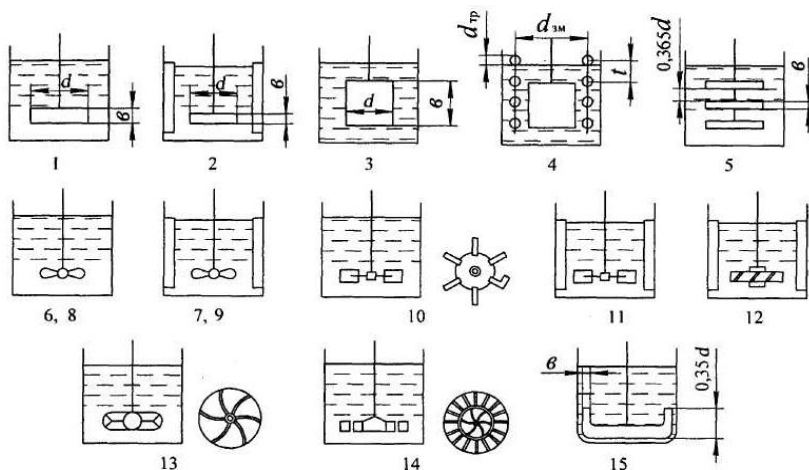
Вибрационные мешалки имеют вал с закрепленными на нем одним или несколькими перфорированными дисками. Диски совершают возвратно-поступательное движение, при котором достигается интенсивное перемешивание содержимого аппарата. Энергия, потребляемая мешалками этого типа, невелика.

Они используются для перемешивания жидких смесей и суспензий в аппаратах, работающих под давлением. Время, необходимое для растворения, гомогенизации, диспергирования при использовании вибрационных мешалок, значительно сокращается. Поверхность жидкости при перемешивании этими мешалками остается спокойной, воронки не

образуется. Вибрационные мешалки изготавливаются диаметром до 300 мм и применяются в аппаратах емкостью не более 3 м³.

Характеристики мешалок

Номер кривой на рисунке	Тип мешалки	Характеристика мешалки				Характеристика сосуда
		D/d	H/D	b/d	S/d	
1	Двухлопастная	3	1	0,16 7	–	Без перегородок
2	Двухлопастная	3	1	0,25	–	С 4 перегородками шириной 0,1D
3	Двухлопастная	2	1	0,88 5	–	Со змеевиком $d_{зм}=1,9d$. $d_{тр}=0,066d$. $t=0,12d$
4	Шестилопастная	2	1	0,88 5	–	Без перегородок
5	Пропеллерная	1,1 1	1	0,06 6	–	Без перегородок
6	Пропеллерная	3	1	–	1	С 4 перегородками шириной 0,1D
7	Пропеллерная	3	1	–	1	Без перегородок
8	Пропеллерная	3	1	–	2	С 4 перегородками шириной 0,1D
9	Открытая турбинная с 6 плоскими лопатками	3	1	0,2	2	Без перегородок
10	Открытая турбинная с 6 плоскими лопатками	3	1	0,2	–	С 4 перегородками шириной 0,1D
11	Открытая турбинная с 8 плоскими наклонными лопатками	3	1	0,12 5	–	С 4 перегородками шириной 0,1D
12	Закрытая турбинная с 6 лопатками	3	1	–	–	Без перегородок
13	То же с направляющим аппаратом с 20 лопатками	3	1	–	–	Без перегородок
14	Якорная	1,1 1	1	0,06 6	–	Без перегородок
15	Дисковая с 6 лопатками	2,5	1	0,1	–	С 5 перегородками шириной 0,1D



Типы мешалок и аппаратов (номер позиции соответствует номеру кривой на рисунке)

3. Расчет механических мешалок

Вынужденное стационарное движение жидкости в условиях, когда действием силы тяжести пренебречь нельзя, описывается с помощью обобщенного уравнения гидродинамики

$$Eu_m = f(Re_m, Fr_m, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots),$$

где Re_m , Fr_m – модифицированные критерии Эйлера, Рейнольдса и Фруда;
 Γ_1, Γ_2 – симплексы геометрического подобия.

Модифицированные критерии Эйлера, Рейнольдса и Фруда получают путем преобразования обычных выражений этих критериев. Вместо линейной скорости жидкости в модифицированные критерии подставляется величина nd , пропорциональная окружной скорости мешалки $\omega_{окр}$:

$$\omega_{окр} = \pi dn,$$

где n – число оборотов мешалки в единицу времени;

d – диаметр мешалки, м.

В качестве определяющего линейного размера во всех упомянутых критериях используется диаметр d мешалки.

Подставляя эти величины в соответствующие критерии, получим следующие выражения для модифицированных критериев подобия:

$$Re_m = \frac{nd \cdot d\rho}{\mu} = \frac{nd^2\rho}{\mu}, Fr_m = \frac{n^2d^2}{gd} = \frac{n^2d^2}{g}, Eu_m = \frac{\Delta p}{\rho(nd)^2}.$$

В критерий Эйлера входит разность давлений Δp между передней и задней плоскостью лопасти мешалки. Этот перепад давлений, преодолеваемый усилием P , приложенным к валу мешалки, выражают через полезную мощность N , сообщаемую жидкости. Величина N пропорциональна произведению усилия на валу и окружной скорости, т.е.

$$N \approx P(nd).$$

Тогда перепад давлений можно заменить пропорциональной величиной

$$\Delta p \approx \frac{P}{S} \approx \frac{N}{(nd)S} \approx \frac{N}{nd^3},$$

где $S \approx d^2$ – площадь, на которой распределено усилие P .

Подставив Δp в выражение для Eu_m , получим

$$Eu_m = \frac{N}{\rho n^3 d^5}.$$

Критерий Эйлера Eu_m , выраженный в таком виде, называют критерием мощности и обозначают через K_N .

Соответственно обобщенное уравнение гидродинамики для процессов перемешивания примет вид

$$K_N = f(Re_M, Fr_M, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \text{ или}$$

$$K_N = A' Re_M^m Fr_M^n \Gamma_1^\rho \Gamma_2^q \dots$$

Влияние силы тяжести сказывается на образовании воронки и волн на свободной поверхности перемешиваемой жидкости. При наличии в аппарате отражательных перегородок или при эксцентричном расположении вала мешалки относительно оси аппарата влиянием силы тяжести можно пренебречь. В этом случае

$$K_N = f(Re_M, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \text{ или}$$

$$K_N = A' Re_M^m \Gamma_1^\rho \Gamma_2^q \dots$$

Эти уравнения применяют для расчета мощности N , потребляемой мешалкой. Значения коэффициентов A' и показатели степеней определяют из опыта; они зависят от типа мешалки, конструкции аппарата и режима перемешивания.

График зависимостей $Eu_m = f(Re_M)$, показанный на рисунке, позволяет подобрать тип мешалки, ее размеры и число оборотов, а также определить мощность двигателя. Характеристики мешалок приведены на рисунке и в таблице. По предварительно выбранным параметрам мешалки находят число

$Eu_m = \frac{N}{\rho n^3 d^5}$. Зная Eu_m , для выбранного типа

мешалки находят Re_M , пользуясь графиком на рисунке. По значению Re_M определяют число оборотов мешалки:

$$n = \frac{Re_M \mu}{d^2 \rho}.$$

Если найденное из соотношения число оборотов мешалки окажется меньше, чем предварительно принятое, то последнее увеличивают. Расчет проводят до совпадения предварительно принятого числа оборотов мешалки с найденным из соотношения (5). Если найденное в результате такого

расчета число оборотов мешалки представляется целесообразным увеличить, то для этого уменьшают предварительно принятый диаметр мешалки.

Мощность (кВт) двигателя мешалки определяют по формуле

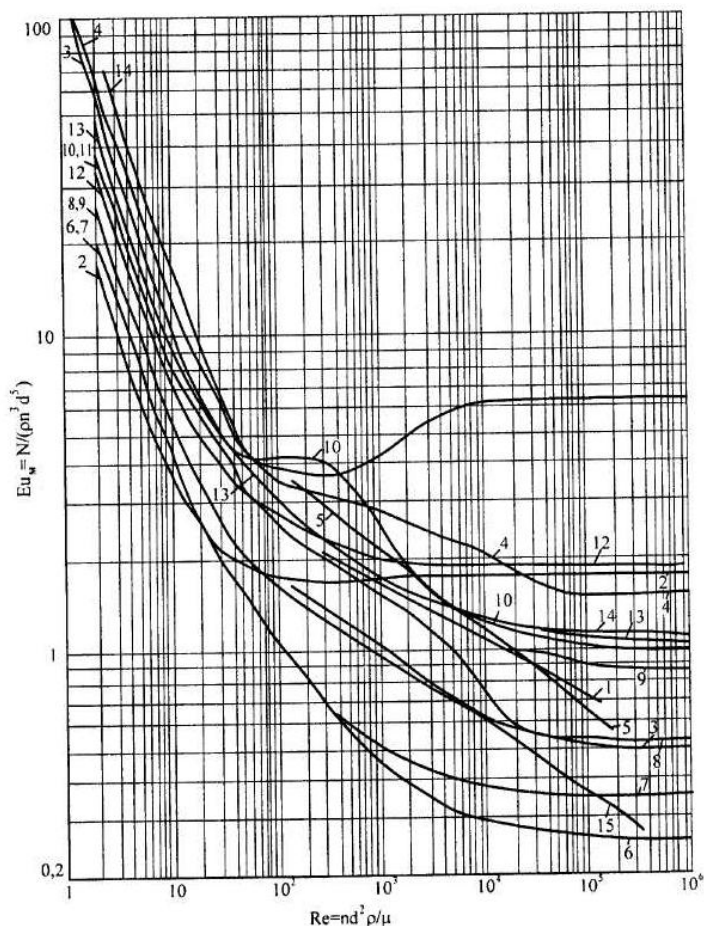
$$N_{\text{д}} = \frac{N}{102\eta},$$

где η – коэффициент полезного действия привода.

На потребляемую мешалкой мощность существенно влияют форма аппарата и расположение мешалки в нем. Для аппаратов, форма которых отличается от цилиндрической, а также при размещении мешалок эксцентрично или наклонно к оси аппарата потребляемая при перемешивании мощность возрастает. К увеличению потребляемой мощности приводит и размещение в аппаратах с мешалками перегородок, нагревательных змеевиков и т.п.

Энергия (кВт·ч), расходуемая на перемешивание мешалкой, определяется в зависимости от заданной продолжительности перемешивания τ :

$$E = N_{\text{д}} \tau.$$



Зависимость $Eu_M = f(Re_M)$ для мешалок различных типов

В пусковой период, когда энергия расходуется не только на преодоление сил трения, но и на преодоление сил инерции приводимого в движение перемешивающего устройства и самой жидкости, потребляемая мощность возрастает по сравнению с расчетной.

Скорость вращения мешалки выбирают с учетом назначения процесса, типа и конструкции перемешивающего устройства. Равномерное распределение частиц твердой фазы в жидкости достигается при такой частоте вращения мешалки, при которой осевая составляющая скорости потока жидкости становится равной или несколько больше скорости осаждения частицы. В этом случае восходящий поток жидкости поддерживает твердые частицы во взвешенном состоянии, препятствуя их осаждению.

Частоту вращения определяют по уравнению

$$\text{Re}_M = \frac{n_o d^2 \rho}{\mu} = C_1 \text{Ar} \left(\frac{d_q}{d} \right)^{0,5} \left(\frac{D}{d} \right)^k,$$

где $\text{Ar} = \frac{g d_q^2}{\nu_c^2} \cdot \frac{\Delta \rho}{\rho_c}$ – критерий Архимеда;

$\Delta \rho$ – разность плотностей фаз;

ρ_c – плотность сплошной фазы;

ν_c – кинематическая вязкость сплошной фазы;

d – диаметр частицы;

D/d – отношение диаметра сосуда к диаметру мешалки.

Лекция №6 ТЕПЛООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ В ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВАХ

План лекции

1. Теоретические основы теплообмена
2. Виды тепловых процессов
3. Классификация теплообменных аппаратов
4. Элементы методики расчета теплообменных аппаратов

1. Теоретические основы теплообмена

1.1. Термины и определения

Теплообмен – самопроизвольный необратимый процесс переноса теплоты от более нагретых тел (или участков тел) к менее нагретым.

Теплота – энергетическая характеристика процесса теплообмена, которая определяется количеством энергии, отдаваемой или получаемой телом в процессе теплообмена.

К теплообменным относятся такие гомологические процессы, скорость которых определяется скоростью подвода или отвода теплоты: нагревание, испарение, охлаждение, конденсация.

1.2. Основное уравнение теплопередачи

Основными кинетическими характеристиками процесса теплопередачи являются средняя разность температур, коэффициент теплопередачи, количество передаваемой теплоты (от этой величины зависят размеры теплообменного аппарата)

Связь между количеством передаваемой теплоты и площадью поверхности теплообмена определяется основным уравнением теплопередачи

$$dQ = K F \Delta t d\tau,$$

которое для установившегося процесса имеет вид

$$Q = K F \Delta t_{cp},$$

где dQ – количество переданной теплоты;

K – коэффициент теплопередачи между средами;

F – площадь поверхности теплообмена;

Δt – разность температур между средами – движущая сила процесса;

$d\tau$ – продолжительность процесса.

Коэффициент теплопередачи показывает, какое количество теплоты (кДж) передается от одного теплоносителя к другому через разделяющую их стенку площадью 1 м^2 в течение 1 ч при разности температур между теплоносителями 1°C .

Площадь поверхности теплообмена (теплопередачи) аппарата определяется по формуле $F = Q / K \Delta t_{cp} \tau$.

Чтобы воспользоваться уравнением, необходимо знать количество переданной теплоты, которое определяется из теплового баланса, среднюю разность температур и коэффициент теплопередачи между средами.

Передача теплоты может осуществляться теплопроводностью, тепловым излучением и конвекцией.

1.3. Теплопроводность

Теплопроводностью называется процесс переноса тепловой энергии от более нагретых участков тела к менее нагретым в результате теплового движения и взаимодействия микрочастиц. В результате теплопроводности температура тела выравнивается.

Поверхность тела, все точки которой имеют одинаковую температуру, называется изотермической поверхностью.

Температуры внутри тела (среды) изменяются в направлении от одной изотермической поверхности к другой. Наибольшее изменение температуры происходит по нормали к изотермическим поверхностям. Предел отношения изменения температуры Δt к расстоянию между изотермическими поверхностями по нормали Δl называется температурным градиентом.

$$\text{grad}t = \lim(\Delta t / \Delta l)_{\Delta l \rightarrow 0} = dt / dl.$$

Основной закон теплопроводности, установленный Фурье и названный его именем, гласит, что количество теплоты dQ , переданное теплопроводностью, пропорционально градиенту температуры $\Delta t / \Delta l$, времени dt и площади сечения dF , перпендикулярного направлению теплового потока:

$$dQ = -\lambda(dt/dl)Fdt,$$

где λ – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·град).

Коэффициент теплопроводности веществ зависит от их природы и агрегатного состояния, температуры и давления. Коэффициент теплопроводности газов возрастает с повышением температуры и почти не зависит от давления. Для жидкостей, за исключением воды и глицерина, наоборот, λ уменьшается с повышением температуры. Для большинства твердых тел λ увеличивается с повышением температуры.

1.4. Тепловое излучение

Из всей лучистой энергии, которая падает на поверхность тела, часть ее поглощается телом, часть отражается а часть проходит через тело. В общем случае

$$Q_a/Q + Q_r/Q + Q_d/Q = 1.$$

В этом уравнении первый член характеризует поглощательную способность тела, второй – отражательную, третий – пропускательную.

Закон Стефана-Больцмана устанавливает зависимость между лучеиспускательной способностью тела E , количеством энергии Q , излученной телом в течение 1 ч, и площадью поверхности тела F :

$$E = Q/F.$$

Энергия излучения зависит от длины волн λ и температуры T . Связь между лучеиспускательной способностью и температурой абсолютно черного тела выражается соотношением

$$E_0 = K_0 T^4.$$

Или, для практических расчетов

$$E_0 = C_0(T/100)^4,$$

где C_0 – коэффициент излучения абсолютно черного тела, $C_0 = 5,67 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$.

Теплоотдачей называется процесс теплообмена между поверхностью тела и окружающей средой.

Закон Стефана-Больцмана применим не только к абсолютно черным телам. Для реальных тел он имеет вид

$$E = C (T/100)^4,$$

где C – коэффициент излучения серых тел.

Величина C всегда меньше величины C_0 и может изменяться от 0 до $5,67 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$.

Отношение $C/C_0 = \varepsilon$, которое изменяется в пределах $0 \dots 1$, называется относительной излучательной способностью, или степенью черноты тела.

1.5. Конвективный теплообмен

Теплоотдачей называется процесс теплообмена между поверхностью тела и окружающей средой.

Интенсивность теплоотдачи характеризуется коэффициентом теплоотдачи, равным отношению плотности теплового потока на поверхности раздела к температурному напору между поверхностью теплообмена и средой (теплоносителем).

При конвективном теплообмене теплота распространяется в потоке жидкости или газа от поверхности твердого тела или к его поверхности одновременно конвекцией и теплопроводностью. От поверхности твердого тела к потоку жидкости она распространяется через пограничный слой за счет теплопроводности, от пограничного слоя в ядро потока жидкости или газа – в основном конвекцией.

На интенсивность теплоотдачи существенное влияние оказывает характер движения потока жидкости или газа. Схема конвективного теплообмена приведена на рисунке.

Различают теплоотдачу при свободной и вынужденной конвекции. Под свободной, или естественной, конвекцией понимают перемещение частиц жидкости или газа в объеме аппарата или теплообменных устройств вследствие разности плотностей нагретых и холодных частиц жидкости или газа. Скорость естественной конвекции определяется физическими свойствами жидкости, разностью температур между горячими и холодными частицами и объемом, в котором протекает процесс.

Вынужденная, или принудительная, конвекция возникает под действием насоса или вентилятора и определяется физическими свойствами среды, скоростью ее движения, формой и размерами канала, в котором движется поток.

При вынужденной конвекции теплообмен происходит значительно интенсивнее, чем при естественной.

Основной закон теплоотдачи – закон Ньютона гласит: количество теплоты dQ , переданное от поверхности теплообмена к потоку жидкости (газа) или от потока к поверхности теплообмена, прямо пропорционально площа-

ди поверхности теплообмена F , разности температур поверхности t_{cm} и ядра потока t_f (или наоборот) и продолжительности процесса $d\tau$:

$$dQ = \alpha(t_{cm} - t_f)F d\tau;$$

$$dQ = \alpha(t_f - t_{cm})F d\tau;$$

где α – коэффициент теплоотдачи, который показывает, какое количество теплоты передается от теплообменной поверхности в 1 м^2 к омывающему ее потоку или от потока к поверхности теплообмена, равной 1 м^2 , в течение 1 ч при разности температур поверхности теплообмена и ядра потока в 1°C .

2. Виды тепловых процессов

2.1. Нагревание

Нагреванием называется процесс повышения температуры материалов путем подвода к ним теплоты. Широко распространенными методами нагревания в пищевой технологии является нагревание горячей водой или другими жидкими теплоносителями, насыщенным водяным паром, топочными газами и электрическим током.

Для этих целей применяются теплообменники различных конструкций.

Нагревание водой применяется для нагревания и пастеризации продуктов при температуре выше 100°C . Для нагревания до температур выше 100°C применяют перегретую воду, находящуюся под избыточным давлением.

Расход воды или другого теплоносителя на нагревание определяют из теплового баланса:

$$G_v C_v t_{vн} + G_n C_n t_{nн} = G_v C_v t_{vк} + G_n C_n t_{nк} + Q_n,$$

где G_v и G_n – количество соответственно воды и продукта, кг/ч;

C_v и C_n – теплоемкости соответственно воды и продукта, кДж/(кг·град);

$t_{vн}$ и $t_{nн}$ – начальные температуры соответственно воды и продукта, $^\circ\text{C}$;

$t_{vк}$ и $t_{nк}$ – конечные температуры соответственно воды и продукта, $^\circ\text{C}$;

Q_n – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Нагревание водяным насыщенным паром получило широкое распространение, что объясняется следующими его достоинствами: большим количеством теплоты, выделяющейся при конденсации водяного пара ($2264 \dots 2024$ кДж на 1 кг конденсирующегося пара при абсолютных давлениях соответственно $0,1 \dots 1,0 \text{ МПа}$); высоким коэффициентом теплоотдачи от конденсирующего пара к стенке – порядка $20\,000 \dots 40\,000$ кДж/($\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}$); равномерностью обогрева.

При нагревании водяным насыщенным паром применяют два способа: нагревание «глухим» насыщенным паром и «острым» паром.

При нагревании «глухим» паром теплота от конденсирующегося насыщенного водяного пара к нагреваемому теплоносителю передается через разделяющую их стенку. Греющий «глухой» пар конденсируется и выводится из парового пространства теплообменника в виде конденсата. При этом температура конденсата принимается равной температуре насыщенного греющего пара.

Нагревание электрическим током осуществляется в электрических печах сопротивления прямого и косвенного действия.

В печах прямого действия тело нагревается при прохождении через него электрического тока.

Нагревание токами высокой частоты основано на том, что при воздействии на диэлектрик переменного электрического тока молекулы диэлектрика приходят в колебательное движение, при этом часть энергии затрачивается на преодоление трения между молекулами диэлектрика и превращается в теплоту, нагревая тело. Количество выделяющейся теплоты пропорционально квадрату напряжения и частоте тока. Обычно применяют частоту тока $1 \cdot 10^6 \dots 100 \cdot 10^6$ Гц.

Для получения токов высокой частоты используют генераторы различных конструкций.

Достоинствами диэлектрического нагревания являются: непосредственное выделение теплоты в нагреваемом теле; равномерный быстрый нагрев всей массы материала до требуемой температуры; простота регулирования процесса.

В печах косвенного действия теплота выделяется при прохождении электрического тока по нагревательным элементам. Выделяющаяся при этом теплота передается материалу тепловым излучением, теплопроводностью и конвекцией.

Количество теплоты, которое необходимо подвести в процессе нагревания электрическим током, определяется из теплового баланса:

$$Q_{\Sigma} + Gct_n = Gct_k + Q_n,$$

где Q_{Σ} – количество теплоты, выделяющейся в нагревательном электрическом устройстве при прохождении электрического тока, кДж/ч;

G – количество перерабатываемого в обогреваемом аппарате продукта, кг/ч;

c – теплоемкость перерабатываемого продукта, кДж/(кг·град.);

t_n и t_k – соответственно начальная и конечная температуры перерабатываемого продукта, °С;

Q_n – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

$$Q_{\Sigma} = Gc(t_k - t_n) + Q_n.$$

Мощность нагревательных элементов (в кВт)

$$N = Q_{\Sigma} / 3600.$$

2.2. Испарение и охлаждение

Испарение – процесс превращения жидкости в пар путем подвода к ней теплоты. Наиболее эффективно испарение жидкостей происходит при кипении. Испарение в пищевой технологии используется для охлаждения и опреснения воды, концентрирования растворов, например сахарных, и для разделения жидких смесей. Испарение происходит в испарителях.

Аппараты, применяемые для опреснения воды, называются опреснителями, для повышения концентрации растворов – выпарными аппаратами.

Расход теплоты на испарение (кДж)

$$Q = Wr,$$

где W – количество испаренной жидкости, кг;

r – теплота парообразования,

Например, для испарения 1 кг воды при атмосферном давлении следует затратить 2264 кДж.

Охлаждение – процесс понижения температуры материалов путем отвода от них теплоты.

Для охлаждения газов, паров и жидкостей до 25...30 °С в пищевой технологии используют воду и воздух. Для охлаждения продуктов до низких температур используют низкотемпературные хладагенты – холодильные рассолы, фреоны, аммиак, диоксид серы, жидкий азот и др.

В этом разделе рассмотрим охлаждение до обыкновенных температур.

Охлаждение водой осуществляется в теплообменниках, в которых теплоносители разделены стенкой либо обмениваются теплотой при смешивании. Например, газы охлаждают разбрызгиванием в них воды.

Для охлаждения применяется обычная вода температурой 15...25 °С либо артезианская температурой 8...12 °С. С целью экономии свежей воды часто для охлаждения используют оборотную воду, охлажденную за счет ее испарения в градирнях. Обратная вода имеет температуру, достигающую летом 30 °С

Расход воды на охлаждение W (кг/ч) определяется из теплового баланса:

$$Gct_n + Wc_{\theta}t_{\theta n} = Gct_k + Wc_{\theta}t_{\theta k} + Q_n, \text{ откуда}$$

$$W = Gc(t_n - t_k) - Q_n / c_{\theta}(t_k - t_{\theta n}),$$

где G – количество охлаждаемого теплоносителя, кг/ч;

c , c_{θ} – теплоемкости соответственно теплоносителя и воды, кДж/(кг·град);

t_n и t_k – соответственно начальная и конечная температуры теплоносителя, °С;

$t_{\theta n}$ и $t_{\theta k}$ – соответственно начальная и конечная температуры охлаждающей воды, °С;

Q_n – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Охлаждение льдом применяется для охлаждения ряда продуктов, например, мороженого, до температуры, близкой к нулю. Лед, отдавая теплоту, нагревается до 0 °С и плавится, отнимая теплоту от охлаждаемого продукта. Для определения продолжительности охлаждения используются экспериментальные данные.

Охлаждение воздухом проводится естественным и искусственным способами. При естественном охлаждении горячий продукт охлаждается за счет потерь теплоты в окружающее пространство. Наиболее эффективно естественное охлаждение в зимнее время при низкой температуре воздуха.

Искусственное охлаждение воздухом применяется для охлаждения воды в градирнях, в которых охлаждаемая вода стекает сверху вниз навстречу подаваемому снизу воздуху. При этом охлаждение происходит не только за счет теплообмена, но и в значительной степени за счет испарения части жидкости.

2.3. Конденсация

Конденсация – переход вещества из паро- или газообразного состояния в жидкое путем отвода от него теплоты. Конденсация происходит в конденсаторах.

Процессы конденсации широко применяются в пищевой технологии для охижения различных веществ.

Конденсацию можно проводить при отводе теплоты от конденсируемых веществ с помощью охлаждающего теплоносителя, отделенного стенкой, либо при непосредственном смешивании конденсируемых паров с охлаждающим теплоносителем – водой. В первом случае имеет место поверхностная конденсация, во втором – конденсация смешением.

Количество теплоты, выделяемое при конденсации, определяется по формуле $Q = Dr$, где D – количество конденсирующегося пара, кг; r – теплота конденсации, кДж/кг. Например, при конденсации 1 кг водяного пара при атмосферном давлении выделяется 2264 кДж.

Поверхностная конденсация осуществляется в теплообменниках, называемых поверхностными конденсаторами.

Рассмотрим процесс конденсации перегретого пара водой. Тепловой баланс процесса:

$$Di + Wc_{\theta}t_{\theta n} = Dc_{\kappa}t_{\kappa} + Wc_{\theta}t_{\theta \kappa} + Q_n,$$

где D – количество поступающего в конденсатор пара, кг/ч;

i – энтальпия пара, кДж/кг;

c_{θ} , c_{κ} – теплоемкости соответственно воды и конденсата, кДж / кг·град;

$t_{\theta n}$, $t_{\theta \kappa}$ – соответственно начальная и конечная температуры воды, °C;

t_{κ} – температура конденсата на выходе из аппарата, °C;

Q_n – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Отсюда найдем расход охлаждающей воды (кг/ч):

$$W = D(i - c_{\kappa}t_{\kappa}) - Q_n / c_{\theta}(t_{\theta \kappa} - t_{\theta n}).$$

Энтальпия поступающего перегретого пара (кДж/кг):

$$i = c_n(t_n - t_{\text{нас}}) + r + c_{\kappa}t_{\text{нас}},$$

где c_n – теплоемкость перегретого пара, кДж/(кг · град);

t_n – температура поступающего перегретого пара, °C;

$t_{\text{нас}}$ – температура насыщения (конденсации) пара, °C;

r – теплота конденсации пара (теплота испарения жидкости), кДж/кг.

Площадь поверхности теплопередачи конденсатора рассчитывается отдельно для трех зон: зоны F_1 охлаждения перегретого пара, зоны F_2 конденсации и зоны F_3 охлаждения конденсата: $F_{\text{общ}} = F_1 + F_2 + F_3$. Площадь поверхности каждой зоны определяется по основному уравнению теплопередачи.

Конденсация при смешении теплоносителей осуществляется в мокрых и сухих конденсаторах.

В мокрых конденсаторах охлаждающую воду, конденсат и неконденсирующиеся газы, например воздух, выводят из нижней части конденсатора с помощью микровоздушного насоса.

В сухих конденсаторах охлаждающая вода вместе с конденсатом выводится из нижней части, а воздух отсасывается вакуум-насосом из верхней части конденсатора.

Мокрые и сухие конденсаторы делятся на прямоточные и противоточные.

3. Классификация теплообменных аппаратов

Теплоиспользующие аппараты, применяемые в пищевых производствах для проведения теплообменных процессов, называются теплообменниками. Теплообменники отличаются разнообразием конструкций, которое объясняется назначением аппаратов, условиями проведения процессов.

По принципу действия теплообменники делятся на рекуперативные, регенеративные и смесительные (градири, скрубберы, конденсаторы смешения и т.д.).

В рекуперативных теплообменниках теплоносители разделены стенкой и теплота передается от одного теплоносителя к другому через разделяющую их стенку.

В регенеративных теплообменниках одна и та же теплообменная поверхность омывается попеременно горячим и холодным теплоносителями. При омывании поверхности горячим теплоносителем она нагревается за счет его теплоты, при омывании поверхности холодным теплоносителем она охлаждается.

Таким образом, теплообменная поверхность аккумулирует теплоту горячего теплоносителя, а затем отдает ее холодному теплоносителю.

В смесительных аппаратах передача теплоты происходит при непосредственном взаимодействии теплоносителей.

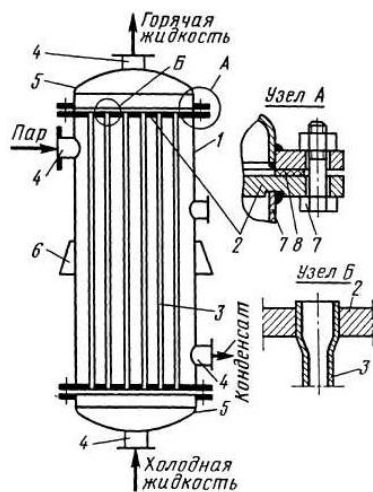


Схема вертикального одноходового кожухотрубчатого теплообменника с неподвижными трубчатыми решетками (а) и размещением труб в трубчатой решетке (б):

1 — корпус; 2 — трубчатая решетка; 3 — греющая труба; 4 — патрубок; 5 — днище; 6 — опорная лапа; 7 — болт; 8 — прокладка

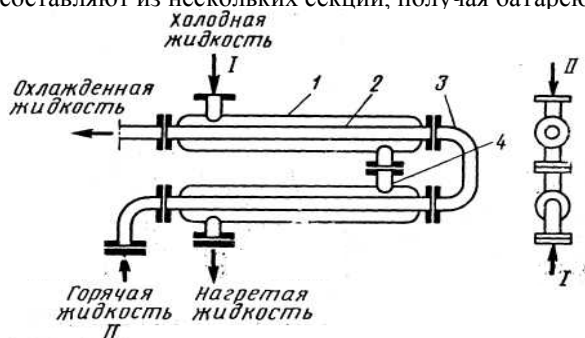
Рекуперативные теплообменники в зависимости от конструкции разделяются на кожухотрубчатые, типа «труба в трубе», змеевиковые, пластинчатые, спиральные, оросительные и аппараты с рубашками. Особую группу составляют трубчатые выпарные аппараты. Кожухотрубчатые теплообменники являются наиболее широко распространенной конструкцией в пищевых производствах.

Кожухотрубчатый вертикальный одноходовой теплообменник с неподвижными трубчатыми решетками состоит из цилиндрического корпуса, который с двух сторон ограничен приваренными к нему трубчатыми решетками с закрепленными в них греющими трубами. Пучок труб делит весь объем корпуса теплообменника на трубчатое пространство, заключенное внутри греющих труб, и межтрубчатое. К корпусу присоединены с помощью болто-

вого соединения два днища. Для ввода и вывода теплоносителей корпус и днища имеют патрубки. Один поток теплоносителя, например жидкость, направляется в трубчатое пространство, проходит по трубкам и выходит из теплообменника через патрубок в верхнем днище. Другой поток теплоносителя, например пар, вводится в межтрубчатое пространство теплообменника, омывает снаружи греющие трубы и выводится из корпуса теплообменника через патрубок. Теплообмен между теплоносителями осуществляется через стенки труб.

Теплообменники типа «труба в трубе» состоят из ряда наружных труб большего диаметра и расположенных внутри них труб меньшего диаметра. Внутренние и внешние трубы элементов соединены друг с другом последовательно с помощью колен и патрубков. Один из теплоносителей движется по внутренней трубе, а другой – по кольцевому каналу, образованному внутренней и внешней трубами. Теплообмен осуществляется через стенку внутренней трубы.

В этих теплообменниках достигаются высокие скорости теплоносителей как в трубах, так и в межтрубчатом пространстве. При необходимости создания больших площадей поверхностей теплопередачи теплообменник составляют из нескольких секций, получая батарею.



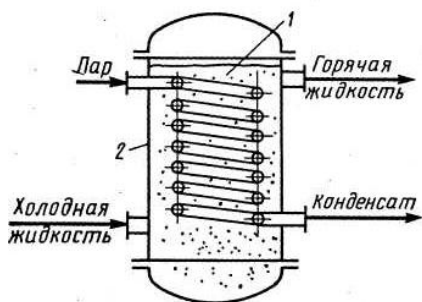
Теплообменник типа «труба в трубе»:
1 — наружная труба; 2 — внутренняя труба; 3 — колено
4 — патрубок; I, II — теплоносители

Достоинствами теплообменников «труба в трубе» являются высокий коэффициент теплопередачи вследствие большой скорости обоих теплоносителей, простота изготовления.

Недостатки этих теплообменников заключаются в громоздкости, высокой металлоемкости, трудности очистки межтрубчатого пространства.

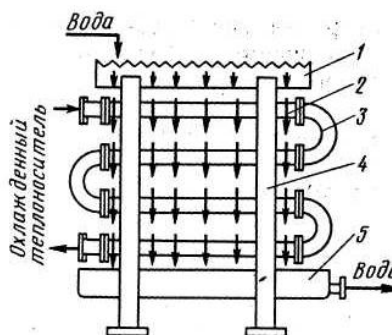
Теплообменники «труба в трубе» применяются при небольших расходах теплоносителей для теплообмена между двумя жидкостями и между жидкостью и конденсирующимся паром.

Погружные змеевиковые теплообменники представляют собой трубу, согнутую в виде змеевика и погруженную в аппарат с жидкой средой. Теплоноситель движется внутри змеевика. Змеевиковые теплообменники изготавливаются с плоским змеевиком или со змеевиком, согнутым по винтовой линии.



Погружной змеевиковый теплообменник:

1 — змеевик; 2 — корпус

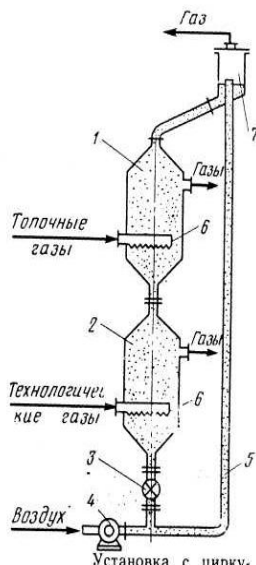


Оросительный теплообменник:

1 — распределительный желоб; 2 — труба; 3 — колено; 4 — стойка; 5 — сборный желоб

Достоинством змеевиковых теплообменников является простота изготовления. В то же время такие теплообменники громоздки и трудно поддаются очистке. Погружные теплообменники применяются для охлаждения и нагрева конденсата, а также для конденсации паров.

Оросительные теплообменники применяются для охлаждения жидкостей, газов и конденсации паров. Состоят они из нескольких расположенных одна над другой труб, соединенных коленами. По трубам протекает охлаждаемый теплоноситель. Охлаждающая вода поступает в распределительный желоб с зубчатыми краями, из которого равномерно перетекает на верхнюю трубу теплообменника и на расположенные ниже трубы. Часть охлаждающей воды испаряется с поверхности труб. Под нижней трубой находится желоб для сбора воды. Коэффициент теплопередачи в таких теплообменниках невелик. Оросительные теплообменники просты по устройству, но металлоемки. Обычно они устанавливаются на открытом воздухе.



Установка с циркулирующим зернистым материалом:

1, 2 — теплообменники; 3 — шлюзовой затвор; 4 — газодувка; 5 — пневмотранспортная линия; 6 — распределитель газа; 7 — сепаратор

Пластинчатые теплообменники монтируются на раме, состоящей из верхнего и нижнего несущих брусьев, которые соединяют стойку с неподвижной плитой. По направляющим шпилькам перемещается подвижная плита. Между подвижной и неподвижной пластинами 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.

Регенеративные теплообменники состоят из двух секций, в одной из которых теплота передается от теплоносителя промежуточному материалу, в другой – от промежуточного материала технологическому газу. Примером регенеративной теплообменной установки является установка непрерывного действия с циркулирующим зернистым материалом, который выполняет функцию переносчика теплоты от горячих топочных газов к холодным технологическим. Установка состоит из двух теплообменников, каждый из которых представляет собой шахту с движущимся сверху вниз сплошным потоком зернистого материала. В нижней части каждого теплообменника имеется газораспределительное устройство для равномерного распределения газов по сечению теплообменника. Выгрузка зернистого материала из теплообменника происходит непрерывно с помощью шлюзового затвора. Охлажденный зернистый материал из второго теплообменника поступает в пневмотранспортную линию, по которой воздухом подается в бункер-сепаратор, где частицы осаждаются и вновь поступают в первый теплообменник.

4. Элементы методики расчета теплообменных аппаратов

Диаметр корпуса цилиндрического кожухотрубного теплообменника

$$D=(1,3\dots 1,5)(b-1)d_n+4 d_n,$$

где b – число труб, расположенных по диагонали наибольшего шестиугольника; $b=2a-1$ (здесь a – количество труб, расположенных по стороне наибольшего шестиугольника);

d_n – наружный диаметр трубы.

Общее количество и длина труб в теплообменнике

$$n=3a(a-1)+1.$$

Длина труб в при известном диаметре определяется в зависимости от площади поверхности теплообмена:

$$L=F/(\pi d_{cp}n).$$

Расход греющего пара

$$D=Q/(i''-i'),$$

где Q – количество теплоты, переданной потребителям;

$i''; i'$ – энтальпия пара и конденсата соответственно.

Гидравлическое сопротивление теплообменника

$$\Delta P=(\lambda l/d+\sum \varepsilon)V^2\rho/2,$$

где λ – коэффициент трения;

l – длина трубы;

d – диаметр трубы;

$\sum \varepsilon$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений;

V – скорость среды;

ρ – плотность среды.

Лекция №7 ВЫПАРИВАНИЕ

План лекции

1. Теоретические основы выпаривания
2. Способы выпаривания
3. Выпаривание с применением теплового насоса
4. Методика расчета выпарного аппарата

1. Теоретические основы выпаривания

Выпаривание – процесс концентрирования растворов за счет превращения части растворителя в пар. Движущей силой процесса является температурная депрессия.

Температурная депрессия – разность между температурами кипения раствора и растворителя. Известно, что движение паров над чистым растворителем при одной и той же температуре больше, чем над раствором. Определяется температурная депрессия опытным путем.

Если известна температурная депрессия при атмосферном давлении Δ_t^a , депрессию при других давлениях можно определить по приближенной формуле Тищенко:

$$\Delta_t = 16,2 \Delta_t^a T^2 / r,$$

где T^2 и r – соответственно абсолютная температура кипения (К) и теплота испарения (Дж/кг) для воды при данном давлении, или

$$\Delta_t = k \Delta_t^a,$$

где $k = 16,2 T^2 / r$.

Теплоемкость растворов является функцией температуры и концентрации растворенного вещества. Для большинства растворов теплоемкость не имеет аддитивных свойств и не может быть вычислена по теплоемкости растворенных веществ и растворителей. Отклонение от свойств аддитивности тем больше, чем больше концентрация растворенного вещества.

Для выполнения расчетов необходимо пользоваться опытными данными, которые в виде графиков и таблиц помещены в справочниках физико-химических величин.

Теплота растворения зависит от природы растворяемого вещества и растворителя, а также от концентрации раствора. При растворении твердых веществ во многих случаях разрушается кристаллическая решетка, что требует затрат энергии, при этом наблюдается охлаждение раствора. Если же растворяемое вещество вступает в химическое взаимодействие с растворителем, образуя гидраты, то выделяется теплота. Теплота растворения, таким образом, представляет собой сумму теплот плавления и химического взаимодействия.

Вещества, легко образующие гидраты, имеют положительные значения теплоты растворения; вещества, не образующие гидратов, имеют отрицательные значения теплоты растворения в воде.

Интегральной теплотой растворения q называют количество теплоты, поглощающейся или выделяющейся при растворении 1 кг твердого

вещества (или раствора, в котором содержится 1 кг твердого вещества) в большом количестве растворителя.

2. Способы выпаривания

Выпаривание осуществляется как под вакуумом, так и при атмосферном и избыточном давлениях.

При выпаривании под вакуумом в аппарате создается вакуум путем конденсации вторичного (сокового) пара в специальном конденсаторе и отсасывания из него неконденсирующихся газов с помощью вакуум-насоса.

Выпаривание под вакуумом позволяет снизить температуру кипения раствора, что особенно важно при выпаривании пищевых растворов, которые особенно чувствительны к высоким температурам. Применение вакуума позволяет увеличить движущую силу теплопередачи и, как следствие, уменьшить площадь поверхности выпарных аппаратов, а следовательно, их материалоемкость.

При выпаривании раствора под атмосферным давлением образующийся вторичный пар сбрасывается в атмосферу. При выпаривании под повышенным давлением вторичный пар может быть использован как нагревающий агент в подогревателях, для отопления теплиц и т. п. Выпаривание под давлением связано с повышением температуры кипения раствора, поэтому применение данного способа в пищевой технологии ограничено свойствами растворов и температурой теплоносителя.

В пищевых производствах применяют однократное выпаривание, которое проводится непрерывным или периодическим способом, многократное выпаривание, проходящее непрерывно, выпаривание с использованием теплового насоса.

Все указанные процессы проводят как под давлением, так и под вакуумом в зависимости от параметров теплоносителя и свойств выпариваемых растворов.

В качестве теплоносителя обычно используют насыщенный водяной пар. В редких случаях используют электрический обогрев, а также нагревание промежуточными теплоносителями (перегретой водой, дифенильной смесью, маслом).

Нагревание выпариваемого раствора производится в большинстве случаев путем передачи теплоты от теплоносителя через стенку, разделяющую их.

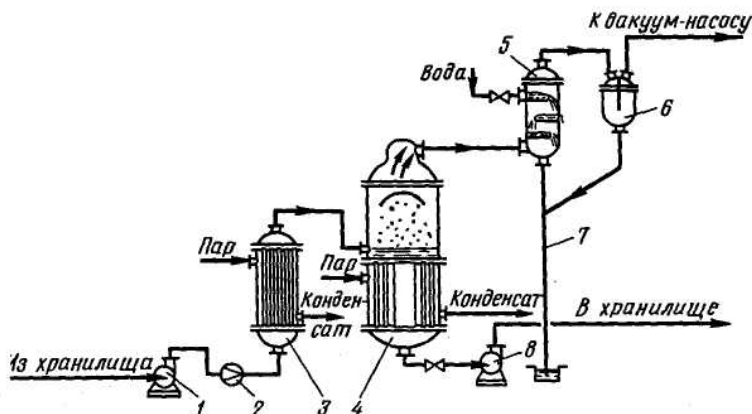
Однократное выпаривание проводится в установке, применяемой в малотоннажных производствах.

Однократное выпаривание может проводиться непрерывно или периодически. Образующийся при выпаривании вторичный пар в этих установках не используется, а конденсируется в конденсаторе.

Основными аппаратами установки являются выпарной аппарат, подогреватель, барометрический конденсатор и насосы.

Выпарной аппарат состоит из верхней части – сепаратора и нижней – греющей камеры, которая представляет собой кожухотрубчатый теплообменник. В трубчатом пространстве находится кипящий раствор, а в

межтрубчатое подается греющий пар. В сепараторе с отбойниками происходит отделение капелек от вторичного пара, которые затем конденсируются. Конденсат вместе с охлаждающей водой удаляется через барометрическую трубу в колодец. Концентрированный раствор с заданной концентрацией x_k непрерывно откачивается из нижней части выпарного аппарата в хранилище готового продукта.



Установка однократного выпаривания непрерывного действия:

1, 8 — насосы; 2 — расходомер; 3 — теплообменник; 4 — выпарной аппарат; 5 — барометрический конденсатор; 6 — ловушка; 7 — барометрическая труба

Материальный баланс однократного выпаривания выражается двумя уравнениями:

по всему веществу

$$G_H = G_K + W$$

и по растворенному твердому веществу

$$G_H x_n = G_K x_k$$

где G_H — количество поступающего раствора, кг/ч;

G_K — количество упаренного раствора, кг/ч;

W — количество выпариваемой воды, кг/ч;

x_n, x_k — соответственно начальная и конечная концентрации раствора, мас. %.

Из сопоставления уравнений найдем количество выпаренной воды при изменении концентрации раствора от x_n до x_k или конечную концентрацию раствора, если количество выпаренной воды задано технологическим регламентом:

$$W = G_H (1 - x_n / x_k) x_k = G_H x_n / (G_H - W).$$

Тепловой баланс однократного выпаривания, согласно схеме тепловых потоков, выразится уравнением

$$G_H c_n t_n + Di'' = G_K c_k t_k + Wi + Di' + Q_n.$$

Заменив в последнем равенстве G_H на $G_K + W$, имеем

$$G_H c_n t_n + W c_n t_n + Di'' = G_K c_k t_k + Wi + Di' + Q_n,$$

где t_n и t_k — соответственно начальная и конечная температуры раствора, °C;

D – расход греющего пара, кг/ч;

i, i', i'' – энтальпии соответственно вторичного пара, конденсата и греющего пара, кДж/кг;

Q_n – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Находим расход греющего пара:

$$D = G_K(c_{пк} - c_{пн}/i'' - i') + W(i - c_{пн}t_n/i'' - i') + Q_n/i'' - i'.$$

Из равенства следует, что расход пара определяется тремя слагаемыми правой части: расходом пара на изменение энтальпии выпариваемого раствора, расходом пара на собственно выпаривание растворителя и расходом пара на компенсацию потерь теплоты в окружающую среду.

Расчеты показывают, что расход пара на выпаривание определяется вторым слагаемым в уравнении. Первое и третье слагаемые невелики по сравнению со вторым, следовательно

$$D \approx W(i - c_{пн}t_n/i'' - i')$$

Надо иметь в виду, что $i - c_{пн}t_n \approx i'' - i'$. Отсюда следует, что для испарения 1 кг воды требуется затратить 1,1...1,2 кг насыщенного водяного пара.

Площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата определяют из основного уравнения теплопередачи

$$F = Q/(k\Delta t),$$

где Δt – полезная разность температур конденсации греющего насыщенного водяного пара и кипящего раствора.

Полезная разность температур определяется по общей разности температур и температурным депрессиям.

Общей разностью температур называется разность между температурой греющего пара, подаваемого в греющую камеру выпарного аппарата, и температурой вторичного пара в конце паропровода, отводящего пар из выпарного аппарата (или на входе в конденсатор, если такой имеется):

$$\Delta t_{\text{общ}} = t_{\text{гр}} - t_{\text{конд}},$$

где $t_{\text{гр}}$ – температура греющего пара, °C;

$t_{\text{конд}}$ – температура вторичного пара в конце отводящего паропровода или на входе в конденсатор, °C.

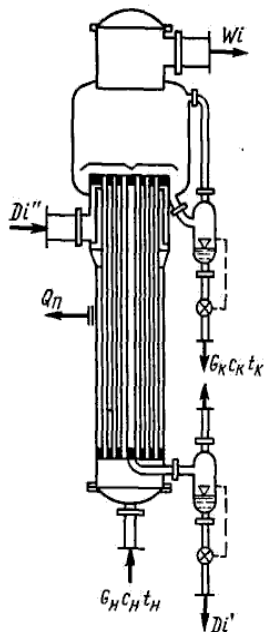
Полезная разность температур

$$\Delta t = \Delta t_{\text{общ}} - \sum \Delta,$$

где $\sum \Delta$ – сумма потерь общей разности температур (депрессий), °C.

$$\sum \Delta = \Delta_t + \Delta_{r,c} + \Delta_r,$$

где $\Delta_{r,c}$ – гидростатическая потеря разности температур – депрессия (представляет собой разность между температурами кипения раствора посередине греющих труб в выпарном аппарате и на поверхности);



К составлению материального и теплового балансов однократного выпаривания

Δ_r – гидродинамическая потеря разности температур (учитывает снижение температуры вторичного пара на входе в барометрический конденсатор по сравнению с температурой на выходе из выпарного аппарата в трубопроводе), °С.

Гидродинамическая потеря разности температур невелика и принимается при расчетах выпарных установок равной 1...1,5°С. Гидростатическая потеря разности температур

$$\Delta_{r.c} = t_{kc} - t_k,$$

где t_{kc} – температура кипения раствора посередине греющих труб при давлении $p_c = p_{em} + \Delta p_r$;

t_k – температура кипения раствора на поверхности выпариваемого раствора, т.е. при давлении p_{em} , °С;

p_c – давление раствора у середины греющих труб;

p_{em} – давление в выпарном аппарате.

$$\Delta p_r = h \rho_s g ;$$

$$h = h_{изб} + h_{мп}/2 ,$$

где ρ_s – плотность парожидкостной эмульсии в греющих трубах, кг/м³;

$$p_s = (0,5 \dots 0,7) \rho ;$$

ρ – плотность раствора, кг/м³;

$h_{изб}$ – расстояние от уровня раствора в аппарате до трубной решетки, м;

$h_{мп}$ – длина греющих труб, м.

При периодическом выпаривании коэффициент теплопередачи k и потери общей разности температур ($\Delta_t + \Delta_{r.c}$) являются величинами переменными, зависящими от концентрации.

При расчете поверхности нагрева периодически действующего выпарного аппарата по основному уравнению теплопередачи величины K и ($\Delta_t + \Delta_{r.c}$) надлежит определять как средние, пользуясь приемами графического интегрирования:

$$K_{\bar{n}\bar{\theta}} = \frac{1}{x_{\bar{e}} - x_{\bar{i}}} \sum_{x_i}^{x_{\bar{e}}} \hat{E} dx$$

$$(\Delta_t + \Delta_{r.c})_{cp} = - \frac{1}{x_k - x_n} \sum_{x_n}^{x_k} (\Delta_t + \Delta_{r.c}) dx$$

Многokратное выпаривание проводится в ряде последовательно установленных выпарных аппаратов. Такие установки называют многокорпусными. С целью экономии греющего пара в выпарных установках многократного выпаривания в качестве греющего пара во всех корпусах, кроме первого, используется пар из предыдущего корпуса.

3. Выпаривание с применением теплового насоса

В условиях с тепловым насосом используется вторичный пар в качестве греющего в том же аппарате. Для этого температура вторичного пара должна быть повышена до температуры греющего пара. Повышение температуры вторичного пара достигается сжатием его в компрессоре или па-

ровом инжекторе. В качестве компрессора обычно используется турбокомпрессор. Вторичный пар с давлением $p_{вт}$ и энтальпией i , выходящий из выпарного аппарата, засасывается в турбокомпрессор, в котором сжимается до давления p_1 . Энтальпия при этом возрастает до $i_{сж}$. Таким образом, за счет сжатия пар приобретает теплоту $\Delta i = i_{сж} - i$. Сжатый пар поступает из турбокомпрессора в греющую камеру выпарного аппарата.

Тепловой баланс процесса

$$G_H c_H t_H + D i'' + W i_{сж} = G_H c_H t_H + W i + (D + W) i' + Q_n,$$

откуда расход греющего пара

$$D = G_H \frac{c_H t_H - c_H t_H}{i'' - i'} + W \frac{i - c_H t_H - i_{сж}}{i'' - i'} + \frac{Q_n}{i'' - i'},$$

Из сравнения уравнений видно, что при выпаривании с тепловым насосом расход греющего пара снижается за счет повышения энтальпии вторичного пара на величину $i_{сж}$:

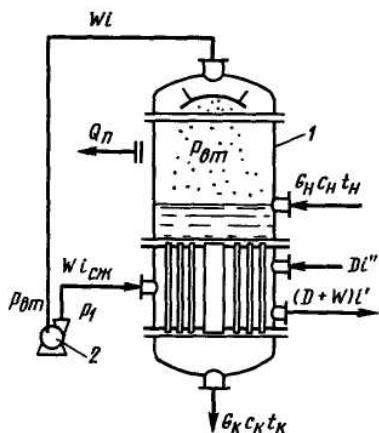
$$D = W \frac{i - c_H t_H - i_{сж}}{i'' - i'}.$$

Однако наряду с экономией греющего пара необходимы затраты электроэнергии на приведение в действие турбокомпрессора. Мощность

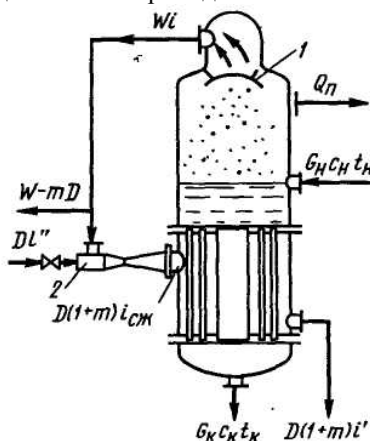
$$N = \frac{W(i_{сж} - i)}{3600 \eta_{ад} \eta_{мех}},$$

где $\eta_{ад}$ – адиабатический КПД турбокомпрессора;

$\eta_{мех}$ – механический КПД электродвигателя и привода.



Выпарной аппарат (1) с турбокомпрессором (2)



Выпарной аппарат (1) с инжекторным тепловым насосом (2)

Установка удорожается также на стоимость турбокомпрессора.

В установках с паровым инжектором греющий пар из котельной поступает в паровой инжектор. Паровой инжектор представляет собой не-

сложное устройство типа сопла Вентури, не требующее значительных затрат металла. За счет создания вакуума в инжектор засасывается вторичный пар с давлением $p_{вт}$ и энтальпией i из выпарного аппарата. Каждая массовая единица греющего пара засасывает m массовых единиц вторичного пара. В результате получают греющий пар в количестве $D(1+m)$ с давлением меньшим, чем давление греющего пара, но большим, чем вторичного пара. Часть пара, равная $W-mD$, сбрасывается с установки на побочные нужды.

Тепловой баланс процесса описывается равенствами:

$$D(1+m)i_{сж} + G_n c_n t_n = G_k c_k t_k + Wi + D(1+m)i' + Q_n;$$

$$D = G_k \frac{c_k t_k - c_n t_n}{(1+m)(i_{сж} - i')} + W \frac{i - c_n t_n}{(1+m)(i_{сж} - i')} + \frac{Q_n}{(1+m)(i_{сж} - i')}.$$

Сопоставление равенств с уравнением теплового баланса выпаривания показывает, что в этом процессе расход греющего пара уменьшается в $(1+m)$ раз по сравнению с процессом простого выпаривания.

Обычно коэффициент инжекции m составляет 0,5...1,0.

Выпарные установки с инжектором применяются для выпаривания растворов с низкой температурной депрессией и высоким давлением вторичного пара.

4. Методика расчета выпарных аппаратов

Количество выпаренной воды определяется по формуле

$$W = G_n \left(1 - \frac{X_n}{X_k}\right),$$

где G_n – количество поступающего раствора, кг/ч;

X_n, X_k – начальная и конечная концентрация раствора, %.

Температура греющего и вторичного пара находится по таблицам насыщенного водяного пара.

Расход греющего пара определяется из уравнения теплового баланса установки.

Площадь поверхности теплопередачи (m^2):

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp} \tau},$$

где Q – количество переданной теплоты, Дж;

K – коэффициент теплопередачи, Вт/ m^2 ·град;

Δt_{cp} – движущая сила процесса, град.

Количество труб в аппарате:

$$n = \frac{F}{\pi d h},$$

где d, h – соответственно диаметр и длина трубы, м.

Лекция №8 ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ. АБСОРБЦИЯ

План лекции

1. Кинетика массопередачи. Движущая сила массообменных процессов
2. Материальный баланс и законы массообменных процессов.
3. Основы абсорбции
4. Схемы абсорбции и типы абсорберов
5. Расчет абсорберов

1. Кинетика массопередачи. Движущая сила массообменных процессов

1.1. Термины и определения

Массообменными называются процессы, скорость протекания которых определяется скоростью переноса вещества из одной фазы в другую конвективной и молекулярной диффузией (абсорбция, перегонка, экстракция, сушка, кристаллизация и др.).

Абсорбция – процесс селективного поглощения газов жидким поглотителем (абсорбентом).

Перегонка – процесс разделения жидкой смеси на составляющие компоненты.

Экстракция – процесс извлечения веществ из жидкости или твердой фазы с помощью растворителя.

Сушка – удаление влаги из материала путем ее испарения.

Кристаллизация – переход вещества из жидкой фазы в твердую за счет возникновения и роста кристаллов в растворе.

1.2. Движущая сила массообменных процессов

Массопередачей называют процесс перехода вещества (или нескольких веществ) из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия.

В массообмене участвуют, как минимум, три вещества: распределяющее вещество (или вещества), составляющее первую фазу; распределяющее вещество (или вещества), составляющее вторую фазу; распределяемое вещество (или вещества), которое переходит из одной фазы в другую.

Обозначим первую фазу G , вторую L , а распределяемое вещество M . Все массообменные процессы обратимы, поэтому распределяемое вещество может переходить из фазы G в фазу L и наоборот в зависимости от концентрации вещества в фазах.

Пусть распределяемое вещество находится первоначально только в фазе G и имеет концентрацию Y . В фазе L в начальный момент распределяемое вещество отсутствует, т. е. концентрация его в этой фазе $X = 0$.

Если распределяющие фазы привести в соприкосновение друг с другом, начинается переход распределяемого вещества из фазы G в фазу L , и с появлением вещества M в фазе L начинается обратный переход его из фазы L в фазу G . До некоторого момента времени число частиц распреде-

ляемого вещества M , переходящих в единицу времени из фазы G в фазу L , больше, чем число частиц, переходящих из фазы L в фазу G . Однако конечным результатом является переход вещества M из фазы G в фазу L . По истечении определенного времени скорости прямого и обратного перехода вещества M в фазах G и L становятся одинаковыми. Такое состояние системы называется равновесным. При равновесии устанавливается строго определенная зависимость между концентрациями распределяемого вещества в фазах. Такие концентрации называются равновесными.

При равновесии каждой концентрации $\bar{x}$ соответствует равновесная концентрация y_p и, наоборот, каждой концентрации y соответствует определенная равновесная концентрация x_p .

В условиях равновесия существуют определенные в каждом конкретном случае зависимости между концентрациями:

$$\bar{y}_p = f_1(\bar{x}); \quad \bar{x}_p = f_2(\bar{y}).$$

Эти зависимости определяются экспериментально и называются равновесными зависимостями.

Равновесные зависимости изображаются графически кривой или в частном случае прямой линией. На рисунке показана зависимость равновесной концентрации y компонента в газовой фазе G от его концентрации в жидкой фазе L при постоянных давлении и температуре.

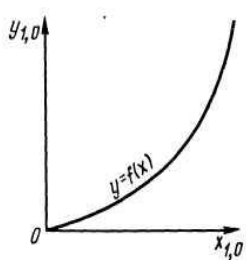


Диаграмма равновесия при $p = \text{const}$ и $t = \text{const}$

Отношение концентраций компонента в фазах в условиях равновесия $m = y_p / \bar{x}$ называется **коэффициентом распределения**.

Коэффициент распределения геометрически выражает тангенс угла наклона линии равновесия. В случае кривой линии равновесия коэффициент распределения является переменной величиной.

Конкретный вид законов равновесия применительно к различным процессам массопередачи будет рассматриваться в соответствующих главах.

Равновесные зависимости позволяют определить не только направление процесса, но и скорость перехода распределяемого вещества из одной фазы в другую.

Разность между фактической и равновесной концентрациями, характеризующая степень недостижения равновесия, является движущей силой массообменных процессов.

Расчет движущих сил и коэффициентов скорости массообменных процессов составляет кинетику массопередачи. Согласно общему кинетическому уравнению, скорость массообменных процессов прямо пропорциональна движущей силе процесса и обратно пропорциональна диффузионному (массообменному) сопротивлению.

Обозначив величину, обратную диффузионному сопротивлению, через $K=1/R$ (где R — диффузионное, или массообменное, сопротивление,

ние), запишем

$$dM/Fd\tau = K\Delta,$$

где M – количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую;

F – площадь поверхности массопередачи;

τ – продолжительность процесса;

K – коэффициент скорости процесса, называемый в теории массопередачи коэффициентом массопередачи;

Δ – движущая сила.

Нетрудно видеть, что $dM/Fd\tau$ является скоростью массопередачи, отнесенной к единице контакта фаз.

Если dM отнесено к единице времени, имеем

$$dM = k\Delta dF.$$

При $K = \text{const}$ для всей поверхности массообмена

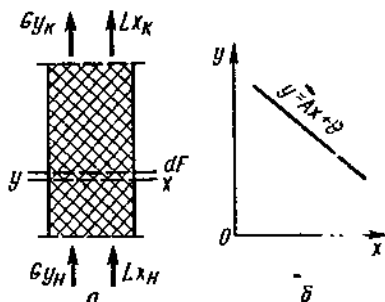
$$M = K\Delta F.$$

Два последних уравнения называются **основными уравнениями массопередачи**.

2. Материальный баланс и законы массообменных процессов

2.1. Рабочая линия процесса

Уравнение прямой, выражающей зависимость между фактическими (рабочими) концентрациями вещества в процессе массопередачи, называется **рабочей линией процесса**. Рассмотрим схему элементарного массообменного аппарата, в котором происходит массообмен между двумя движущимися потоками фаз. Массовые скорости фаз относительно поверхности их раздела, выраженные в килограммах на килограмм инертного вещества в час, обозначим G и L , а концентрации распределяемого вещества (в килограммах на килограмм инертного вещества) – соответственно y и x . Предположим, что $y > y_p$, тогда распределяемое вещество будет переходить из фазы G в фазу L , а концентрация в фазе G будет уменьшаться от y_n до y_k , соответственно концентрация в фазе L увеличится от x_n до x_k .



К составлению материального баланса и выводу рабочей линии процесса:

a – схема потоков в аппарате, b – изображение рабочей линии в $y-x$ координатах

Для бесконечно малой площади поверхности аппарата dF

$$dM = G(-d\bar{y}) = Ld\bar{x}.$$

Интегрируя это уравнение в пределах изменения концентраций распределяемого вещества в аппарате, получим

$$M = -G(\bar{y}_k - \bar{y}_n) = G(\bar{y}_n - \bar{y}_k) = L(\bar{x}_k - \bar{x}_n),$$

откуда определим массовые расходы:

$$G = L (\bar{x}_k - \bar{x}_n / y_n - y_k);$$

$$L = G (y_n - y_k / x_k - x_n).$$

Интегрируя уравнение в пределах от начальных до текущих концентраций, получим $G(y_n - y) = L(x - x_n)$, откуда определим связь между текущими концентрациями

$$y = -Lx/G + (Lx_n - Gy_n/G).$$

Аналогично для противоточного движения фаз

$$y = Lx/G + (Lx_n - Gy_n/G),$$

или

$$y = Ax + B,$$

где $A = L/G$, $B = \{Gy_n - Lx_n\}/G$.

Следовательно, связь между текущими концентрациями распределяемого вещества подчиняется линейным уравнениям

2.2. Законы массопередачи

В процессах массопередачи следует различать несколько случаев массообмена: между потоком газа или пара и потоком жидкости; между потоками жидкости; между потоками жидкости и твердой фазой; между потоком газа или пара и твердой фазой.

Основными законами массопередачи являются закон молекулярной диффузии (первый закон Фика), закон массоотдачи (закон Ньютона – Шукарева) и закон массопроводности.

Закон молекулярной диффузии (первый закон Фика), основанный на том, что диффузия в газах и растворах жидкостей происходит в результате хаотического движения молекул, приводящего к переносу молекул распределяемого вещества из зоны высоких концентраций в зону низких концентраций, гласит: количество продиффундировавшего вещества пропорционально градиенту концентраций:

$$dM = -D \cdot \frac{dc}{dl} \cdot F d\tau,$$

где dM – количество вещества;

D – коэффициент диффузии;

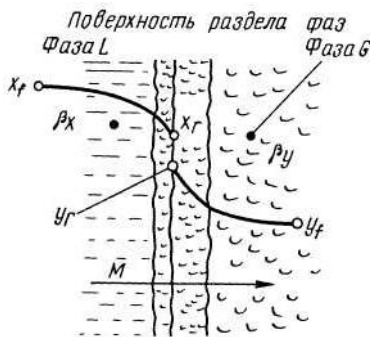
$\frac{dc}{dl}$ – градиент концентрации в направлении диффузии;

F – площадь массообмена;

$d\tau$ – продолжительность диффузии;

Основной закон массоотдачи, который является аналогом закона Ньютона, был установлен русским ученым Шукаревым при изучении растворения твердых тел. Этот закон формулируется так: количество вещества, перенесенного потоком от поверхности раздела фаз (контакта фаз) в воспринимающую фазу или в обратном направлении, прямо пропорционально разности концентраций у поверхности контакта фаз и в ядре потока воспринимающей фазы, площади поверхности контакта фаз и продолжительности процесса.

Согласно теории диффузионного пограничного слоя, распределяемое вещество переносится из ядра потока жидкости к поверхности раздела фаз непосредственно потоками жидкости и молекулярной диффузией. В рассматриваемой системе различают ядро потока и пограничный диффузионный слой. В ядре перенос вещества осуществляется преимущественно потоками жидкости или газа. В условиях турбулентного течения потоков концентрация распределяемого вещества в данном сечении в условиях стационарного режима сохраняется постоянной. По мере приближения к пограничному диффузионному слою турбулентный перенос снижается и начинает увеличиваться перенос за счет молекулярной диффузии. При этом появляется градиент концентрации распределяемого вещества, растущий по мере приближения к границе. Таким образом, область пограничного диффузионного слоя – это область появления и роста градиента концентрации, область увеличения влияния скорости молекулярной диффузии на общую скорость массопередачи.



К выводу уравнения мас-

соотдачи

соотдачи. По мере приближения к пограничному диффузионному слою турбулентный перенос снижается и начинает увеличиваться перенос за счет молекулярной диффузии. При этом появляется градиент концентрации распределяемого вещества, растущий по мере приближения к границе. Таким образом, область пограничного диффузионного слоя – это область появления и роста градиента концентрации, область увеличения влияния скорости молекулярной диффузии на общую скорость массопередачи.

Примем, что распределяемое вещество M переходит из фазы G , в которой его концентрация выше равновесной, в фазу L . Если концентрации вещества в ядрах фаз принять равными y_f и x_f , а концентрации на поверхности раздела фаз – соответственно y_c и x_c , то процесс массоотдачи вещества из ядра фазы G к поверхности раздела фаз и от поверхности раздела фаз в ядро фазы L можно записать так:

$$dM = \beta_y(y_f - y_c) F dt;$$

$$dM = \beta_x(x_c - x_f) F dt,$$

где β_y, β_x – коэффициенты массоотдачи, характеризующие перенос вещества конвективными и диффузионными потоками одновременно; концентрации y_c и x_c предполагаются равными равновесным, т. е. $y_c = y_p$ и $x_c = x_{p2}$.

3. Основы абсорбции

Абсорбцией называется процесс поглощения газов или паров (абсорбтивов) из газовых или паровых смесей жидкими поглотителями – абсорбентами. Этот процесс является избирательным и обратимым, что позволяет применить его с целью получения растворов газов в жидкостях, а также для разделения газовых или паровых смесей.

После абсорбции одного или нескольких компонентов из газовой или паровой смеси, как правило, проводят десорбцию, т.е. выделение этих компонентов из жидкости. Таким образом осуществляют разделение газовой смеси.

Имеют место физическая абсорбция и хемосорбция. При физической абсорбции при растворении газа не происходит химической реак-

ции. При хемосорбции абсорбируемый газ вступает в химическую реакцию в жидкой фазе.

Процессы абсорбции в технике применяются для разделения углеводородных газов и получения соляной и сернистой кислот.

При взаимодействии газа с жидкостью возникает система, состоящая из двух фаз (Φ -2) и трех компонентов – распределяемого вещества и двух веществ носителей (K -3).

Согласно правилу фаз, такая система имеет три степени свободы:

$$C = K + 2 - \Phi = 3 + 2 - 2 = 3.$$

Тремя основными параметрами, определяющими фазовое равновесие в системе, являются давление, температура и концентрация.

В этом случае можно произвольно изменять общее давление p , температуру t и концентрацию x распределяемого вещества в одной из фаз. При постоянных температуре и давлении, что имеет место в процессах абсорбции, каждой концентрации распределяемого вещества в одной фазе соответствует строго определенная концентрация в другой.

В условиях равновесия при $t = \text{const}$ зависимость между равновесными концентрациями выражается законом Генри, который гласит: при данной температуре мольная доля газа в растворе прямо пропорциональна парциальному давлению газа над раствором:

$$p = Ex$$

или

$$x = p/E,$$

где p – парциальное давление газа, равновесное с раствором, имеющим концентрацию x , долей моля;

E – константа Генри.

Константа Генри зависит от природы растворяющегося вещества абсорбтива, абсорбента и температуры:

$$\ln E = -q/RT + C,$$

где q – теплота растворения газа, кДж/кмоль;

$R = 8,325$ кДж/(кмоль·град) – универсальная газовая постоянная;

T – абсолютная температура растворения, К;

C – постоянная, зависящая от природы газа и жидкости, определяемая опытным путем.

Из равенства видно, что с ростом температуры растворимость газов в жидкостях уменьшается.

Парциальное давление растворяемого газа в газовой фазе, соответствующее равновесию, может быть заменено равновесной концентрацией. Согласно закону Дальтона, парциальное давление компонента в газовой смеси равно общему давлению, умноженному на мольную долю этого компонента в смеси, т. е.

$$p = Py, \quad y = p/P,$$

где P – общее давление газовой смеси;

y – концентрация распределяемого вещества в смеси, долей моля.

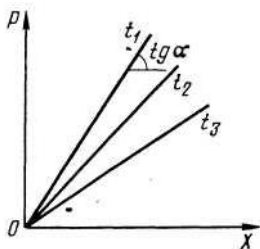
Сопоставляя уравнения, найдем

$$y = p/P = E/Px$$

или, обозначая константу фазового равновесия E/P через m , получим

$$y = mx.$$

Уравнение показывает, что зависимость между равновесными концентрациями распределяемого компонента в газовой смеси и в жидкости выражается прямой линией, проходящей через начало координат, тангенс угла наклона которой равен m . Тангенс угла наклона зависит от температуры и давления. С увеличением давления и уменьшением температуры растворимость газа в жидкости увеличивается. Когда в равновесии с жидкостью находится смесь газов, то закону Генри может следовать каждый из газовых компонентов смеси.



Зависимость между растворимостью газов в жидкости и парциальным его давлением над раствором при различных температурах ($t_1 > t_2 > t_3$)

4. Схемы абсорбции и типы абсорберов

4.1. Принципиальные схемы абсорбции

В технике используют следующие принципиальные схемы абсорбционных процессов: прямоточные, противоточные, одноступенчатые с рециркуляцией и многоступенчатые с рециркуляцией.

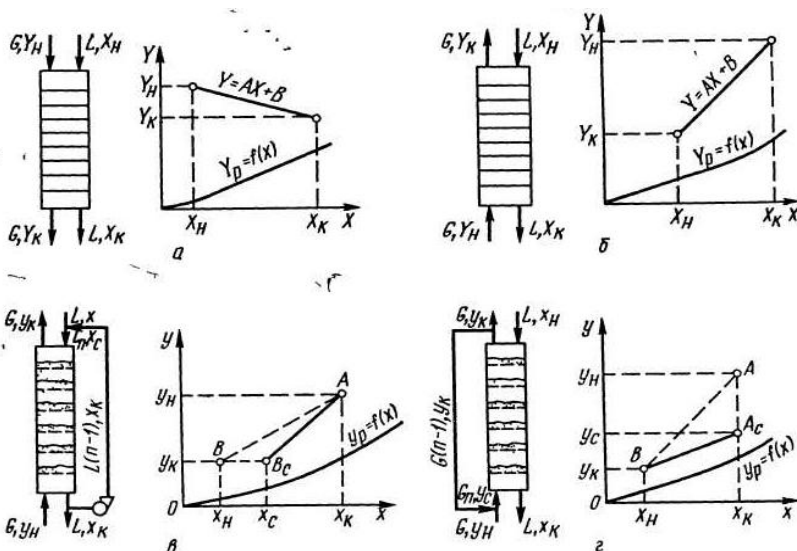
Прямоточная схема взаимодействия веществ в абсорбере показана на рисунке а. В этом случае потоки газа и абсорбента движутся в одном направлении; при этом газ с большей концентрацией абсорбтива приводится в контакт с жидкостью, имеющей меньшую концентрацию абсорбтива, а газ с меньшей концентрацией взаимодействует на выходе из абсорбера с жидкостью, имеющей большую концентрацию абсорбтива.

Противоточная схема показана на рисунке б. В противоточном абсорбере в одном конце аппарата контактируют газ и жидкость, содержащие большие концентрации абсорбтива, а в другом противоположном конце — меньшие.

При противоточном процессе достигается большая конечная концентрация абсорбтива в абсорбенте, чем при прямоточном. Расход абсорбента также ниже. Однако ввиду того, что средняя движущая сила при противотоке ниже, то габариты противоточного абсорбера больше, чем прямоточного.

В схемах с рециркуляцией абсорбента или газовой фазы происходит многократный проток абсорбента или газовой фазы через абсорбер.

На рисунке в изображена рециркуляционная схема по абсорбенту. Жидкая фаза — абсорбент многократно возвращается в абсорбер, а газовая фаза проходит через абсорбер снизу вверх. Абсорбент подается в верхнюю часть абсорбера и движется противотоком к газовой фазе. В результате смешения свежего абсорбента с концентрацией x_n с выходящим из абсорбера его концентрация повышается до x_c . Рабочая линия на диаграмме $y-x$ представляет собой прямую с координатами крайних точек А и В с соответственно y_n, x_n и y_c, x_c .



Схемы абсорбции и изображение процесса в $y-x$ координатах
 а — прямоточная, б — противоточная, в — с рециркуляцией абсорбента (жидкости),
 г — с рециркуляцией абсорбтива (газа)

4.2. Типы конструкций абсорберов

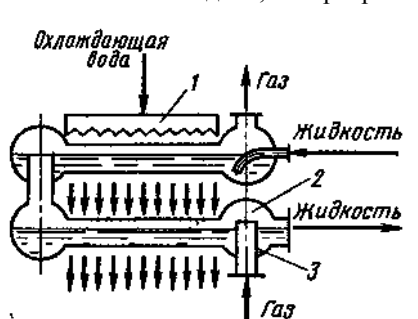
Абсорбция протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорберы должны иметь развитую поверхность контакта фаз между газом и жидкостью. По способу образования этой поверхности абсорберы можно разделить на следующие четыре основные группы: поверхностные и пленочные; насадочные, в которых поверхностью контакта фаз является поверхность растекающейся по специальной насадке жидкости; барботажные абсорберы, в которых поверхность контакта фаз создается потоками газа (пара) и жидкости; распыливающие абсорберы, в которых поверхность контакта фаз создается вследствие разбрызгивания жидкости.

В **поверхностных абсорберах** газ пропускается над поверхностью движущейся жидкости. Так как в поверхностных абсорберах поверхность контакта фаз невелика, то устанавливают несколько последовательно соединенных аппаратов, в которых газ и жидкость движутся противоток друг к другу. На рисунке показан оросительный абсорбер из горизонтальных труб, внутри которых протекает жидкость, а противоток к ней движется газ. Уровень жидкости в трубах поддерживается с помощью порога. Охлаждение абсорбера происходит с поверхности орошаемой жидкости.

Для равномерного распределения жидкости по поверхностям труб установлен зубчатый распределитель.

Пленочные абсорберы более компактны и эффективны, чем поверхностные. В пленочных абсорберах поверхностью контакта фаз является поверхность стекающей пленки жидкости. К абсорберам этого типа

относятся трубчатые аппараты, в которых жидкость стекает по внешней поверхности вертикальных труб сверху вниз, а газ подается снизу абсорбера противотоком стекающей пленке; абсорберы с плоскопараллельной или листовой насадкой; абсорберы с восходящей пленкой.



Поверхностный абсорбер
1 — распределитель, 2 — труба, 3 — порог

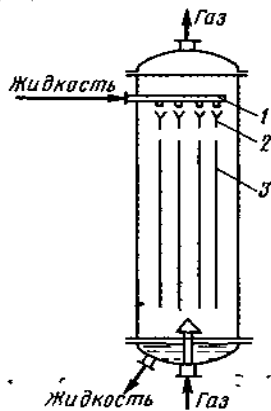
Насадочные абсорберы получили широкое распространение в технике. Для того чтобы насадка работала эффективно, она должна удовлетворять следующим требованиям: обладать большой удельной поверхностью; оказывать небольшое гидравлическое сопротивление газовому потоку; хорошо смачиваться рабочей жидкостью; равномерно распределять жидкость по сечению абсорбера; быть коррозиестойкой по отношению к рабочей жидкости и газу; обладать высокой механической прочностью; быть легкой; иметь невысокую стоимость.

Распыливающие абсорберы работают по принципу контакта фаз в результате распыливания или разбрызгивания жидкости в газовом потоке.

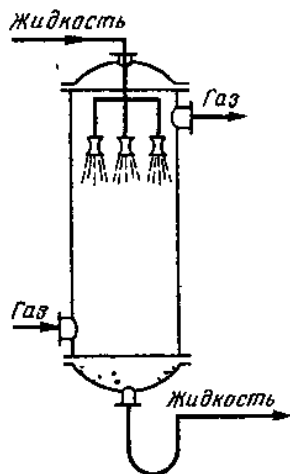
Простейшим примером распыливающих абсорберов является полый распыливающий абсорбер с механическими форсунками.

Наибольшие коэффициенты массопередачи имеют место в момент распыливания жидкости, а затем они резко снижаются вследствие коалесценции капель и уменьшения поверхности фазового контакта. Часто форсунки устанавливаются по всей высоте абсорбера.

Распыливающие абсорберы применяются для абсорбции хорошо растворимых газов.



Пленочный абсорбер
1 — труба, 2 — распределительное устройство, 3 — плоскопараллельная насадка



Распыливающий абсорбер

5. Расчет абсорберов

Расчет абсорберов заключается в определении расхода абсорбента, гидравлического сопротивления, диаметра и высоты абсорбера.

При расчете абсорберов обычно известны расход газа, состав, начальная и конечная концентрации газовой смеси, начальная концентрация газа в абсорбенте.

Расход абсорбента определяется из уравнения материального баланса.

Гидравлическое сопротивление зависит от конструкции абсорбера и гидродинамического режима его работы. Гидравлическое сопротивление рассчитывается по оптимальной скорости газа, которая определяется на основании технико-экономического расчета.

Диаметр абсорбера определяют по линейной скорости газа.

Высоту абсорберов рассчитывают по модифицированному уравнению массопередачи.

Схемы расчета пленочных и насадочных абсорберов однотипные. Расчет тарельчатых абсорберов имеет свои отличительные особенности.

При **расчете пленочных абсорберов** величину гидравлического сопротивления рассчитывают по уравнению Дарси – Вейсбаха:

$$\Delta p = \lambda (H/d_{\text{эк}}) (v_{\text{отн}}^2 \rho_g / 2),$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления;

H – высота поверхности, по которой стекает пленка, м;

$d_{\text{эк}}$ – эквивалентный диаметр канала, по которому движется газ, м;

$v_{\text{отн}} = v + v_{\text{ср}}$ – относительная скорость газа, м/с;

$v_{\text{ср}}$ – средняя скорость течения пленки, м/с;

ρ_g – плотность газа, кг/м³.

Коэффициент гидравлического сопротивления зависит от величин критериев Рейнольдса для газа и пленки.

Диаметр трубчатых абсорберов определяют по расходу и скорости газа, задаваясь внутренним диаметром труб.

Количество труб

$$N = G / 0,785 v d^2 \rho_g,$$

где G – расход газа, кг/с.

При **расчете насадочных абсорберов** для насадки, не орошаемой жидкостью, гидравлическое сопротивление (Па) потоку газа (пара) может быть определено по уравнению

$$\Delta p = \lambda (H/d_{\text{эк}}) (v_g^2 \rho_g / 2),$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления;

H – высота насадки, м;

$d_{\text{эк}}$ – эквивалентный диаметр насадки, определяемой по уравнению, м;

v_g – скорость газа, м/с;

ρ_g – плотность газа, кг/м³.

При орошении насадочной колонны жидкостью гидравлическое сопротивление колонны увеличивается с ростом плотности потока газа (пара) и плотности орошения и достигает максимума при режиме захлебывания.

Лекция № 9 АДСОРБЦИЯ

План лекции

1. Адсорбенты, применяемые в пищевых производствах
2. Кинетика адсорбции
3. Классификация адсорберов
4. Ионообменные процессы в пищевых технологиях
5. Расчет адсорберов

1. Адсорбенты, применяемые в пищевых производствах

1.1. Термины и определения

Адсорбцией называется процесс поглощения газов или паров из газовых смесей или растворенных веществ из растворов твердыми поглотителями – адсорбентами. Поглощаемое вещество называется адсорбтивом.

Характерными особенностями процессов адсорбции являются их избирательность и обратимость. Благодаря обратимости процесса возможно поглощение из парогазовых смесей или растворов одного или нескольких компонентов, а затем в определенных условиях выделение их из адсорбента.

Процесс, обратный адсорбции, называется **десорбцией**. Адсорбция широко распространена в различных отраслях промышленности для очистки и осушки газов, очистки и осветления растворов, разделения парогазовых смесей, для извлечения ценных летучих растворителей из их смеси с другими газами.

В пищевой технологии адсорбция используется для очистки диффузионного сока и сахарных сиропов в сахарном производстве, осветления пива и фруктовых соков, очистки от органических и других соединений спирта, водки, коньяка и вин, сиропов в крахмало-паточном производстве и др.

Различают физическую и химическую адсорбцию. Физическая адсорбция имеет место при взаимном притяжении молекул адсорбтива и адсорбента под действием сил Вандер-Ваальса. При физической адсорбции не возникает химического взаимодействия адсорбированного газа с адсорбентом.

При поглощении паров адсорбция может сопровождаться конденсацией паров, при этом поры адсорбента заполняются жидкостью – происходит капиллярная конденсация, которая возникает вследствие снижения давления пара над вогнутым мениском жидкости в капиллярах адсорбента.

Химическая адсорбция, или **хемосорбция**, характеризуется образованием химической связи между молекулами поглощенного вещества и молекулами адсорбента, что является результатом химической реакции.

1.2. Характеристика адсорбентов

В пищевых производствах широко используются следующие адсорбенты: активные угли, силикагели (гель кремниевой кислоты), алюмогели (гидроокись алюминия), цеолиты, глины и другие природные адсорбенты. Адсорбенты, которые непосредственно контактируют с продуктами,

должны быть биологически безвредными, т.е. они должны быть нетоксичными и прочными, не засорять продукт.

Адсорбенты характеризуются большой удельной поверхностью, отнесенной к единице массы вещества. Они имеют различные по диаметру поры, которые можно разделить на макропоры (более $2 \cdot 10^{-4}$ мм), переходные поры ($6 \cdot 10^{-6} \dots 2 \cdot 10^{-4}$ мм) и микропоры размером от $2 \cdot 10^{-6}$ до $6 \cdot 10^{-6}$ мм. От размера пор в большой степени зависит характер адсорбции. При адсорбции возможно образование слоев молекул поглощенного вещества толщиной в одну молекулу (мономолекулярная адсорбция) или в несколько молекул (так называемая полимолекулярная адсорбция).

Адсорбенты характеризуются поглотительной способностью (активностью), определяемой количеством вещества, поглощенного единицей массы или объема адсорбента.

Активные угли получают при сухой перегонке углесодержащих веществ, таких как дерево, торф, кости и др. Активирование проводят в основном прокаливанием углей при температурах свыше 900°C .

В спиртовом и ликеро-водочном производствах используются активные угли растительного происхождения (березовый БАУ, буковый).

Удельная площадь поверхности активных углей составляет $600 \dots 1750 \text{ м}^2/\text{г}$, насыпная плотность – $250 \dots 450 \text{ кг/м}^3$, объем микропор – $0,23 \dots 0,6 \text{ см}^3/\text{г}$. Они отличаются низким содержанием золы (менее 8%).

Эффективность адсорбционной очистки во многом определяется пористой структурой адсорбента, и решающая роль принадлежит микропорам. Рекомендуются угли с предельным объемом адсорбционного пространства $0,3 \text{ см}^3/\text{г}$. Размеры микропор определяют скорость каталитических реакций в адсорбированной фазе. Оптимальными являются активные угли с размером микропор $0,8 \dots 10 \text{ нм}$.

Активные угли применяются для очистки промышленных газовых выбросов.

В спиртовом и ликеро-водочном производствах активные угли применяются для извлечения из сортировки (смесь спирта с водой) и спирта-ректификата альдегидов, кетонов, сложных эфиров карбоновых кислот и высокомолекулярных веществ (сивушных масел). Уголь извлекает глюкозу и фруктозу, содержащиеся в некоторых сортах водки. Активный уголь применяется для осветления пива и фруктовых соков. Для обесцвечивания сахарных сиропов применяется активный уголь, полученный на базе костяного угля. Типичным мелкозернистым углем для обесцвечивания сахарных сиропов, коньяков, вин, фруктовых соков, эфирных масел, желатина является уголь деколар.

Силикагели представляют продукты обезвоживания геля кремниевой кислоты. Их получают обработкой раствора силиката натрия минеральными кислотами или растворами их солей. Удельная площадь поверхности силикагелей составляет $400 \dots 780 \text{ м}^2/\text{г}$, их насыпная плотность $100 \dots 800 \text{ кг/м}^3$. Гранулы силикагеля бывают до 7 мм диаметром.

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 поглотительной способностью и применяются для осушки газов и жидкостей. Цеолиты выпускаются в гранулированном виде с диаметром гранул 2...5 мм.

Глины и другие природные глинистые адсорбенты – бентонитовые глины на основе монтмориллонита и отбеливающие глины гумбрин, асканит и др. – являются высокодисперсными системами со сложным химическим составом. В них входят SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 , CaO , MgO и другие оксиды металлов.

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, средний радиус пор изменяется от 3 до 10 нм.

2. Кинетика адсорбции

2.1. Равновесие в адсорбционных процессах

Независимо от природы адсорбционных сил количество вещества, адсорбированного единицей массы или объема определенного адсорбента, зависит от природы поглощенного вещества, температуры, давления и количества примесей в фазе, из которой поглощается вещество.

Зависимость между равновесными концентрациями поглощенного вещества в твердой и газовой или жидкой фазах в общем виде выражается уравнением

$$x_p = f_1(y) \text{ или } x_p = f_2(p),$$

где x_p – относительная концентрация поглощаемого вещества (адсорбтива) в адсорбенте, равновесная с концентрацией адсорбтива в газовой или жидкой фазе, кг адсорбтива на 1 кг адсорбента;

y – относительная концентрация адсорбтива в паровой или жидкой фазе, кг адсорбтива на 1 кг инертной части;

p – равновесное давление адсорбтива в парогазовой смеси, Н/м².

Зависимости, описываемые уравнениями, называются изотермами адсорбции. На основании химической термодинамики найдены конкретные выражения изотерм адсорбции, называемые изотермами Лэнгмюра:

$$x_p = kp^{1/n}, \quad x_p = abp/(1+ap),$$

где x_p – концентрация поглощенного адсорбентом вещества, кг на 1 кг адсорбента;

p – равновесное давление адсорбента в парогазовой смеси, Н/м²;

k, n, a, b – константы, определяемые опытным путем.

2.2. Кинетика адсорбции

Процесс диффузии поглощаемого вещества в адсорбенте зависит от суммарного объема пор, температуры и давления пара адсорбтива, а также от изменения концентрации вещества в процессе адсорбции.

Наиболее доступной для понимания кинетики адсорбции является модель противотока, когда в стационарный слой адсорбента подается поток с начальной концентрацией поглощаемого вещества y . Допускаем, что поток через слой адсорбента движется без перемешивания в режиме идеального вытеснения.

Через некоторый промежуток времени на начальном или, как принято говорить, на фронтальном участке слоя адсорбента вследствие его насыщения адсорбция адсорбтива практически прекращается и сорбирующиеся вещества «проскакивают» через этот «отработанный» слой без изменения концентрации, а зона адсорбции перемещается в последующие слои за фронтальным участком. Распределение адсорбтива по высоте слоя происходит плавно с образованием фронта адсорбции. Изменение фронта адсорбции показано на рисунке, на котором приведены кривые распределения относительной концентрации адсорбтива по высоте h слоя адсорбента в моменты времени $\tau_1, \tau_2, \tau_3, \dots, \tau_n$, причем $\tau_1 < \tau_2 < \tau_3 < \dots < \tau_n$, где τ_n – время от начала процесса.

По истечении некоторого промежутка времени профиль фронта адсорбции не изменяется. Продолжительность работы слоя адсорбента до насыщения его фронтального участка адсорбтивом называется периодом формирования фронта адсорбции. Зона адсорбции перемещается во времени по всему слою адсорбента, при этом плавно изменяется концентрация адсорбтива в слое. Происходит перемещение фронта адсорбции с некоторой постоянной скоростью. В момент, соответствующий началу «проскока» адсорбтива, заканчивается адсорбционное, или защитное, действие слоя адсорбента.

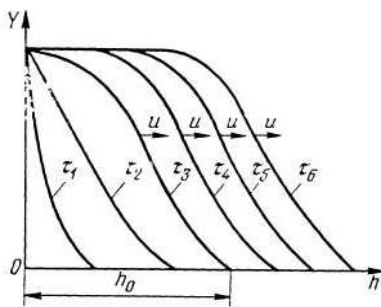


Схема изменения фронта адсорбции

Средняя концентрация адсорбтива в слое адсорбента в момент «проскока» называется динамической активностью слоя адсорбента.

Участок слоя адсорбента h_0 , на котором происходит изменение концентрации поглощаемого вещества от начальной до концентрации, соответствующей началу «проскока», называется работающим слоем, а соответствующий промежуток времени – временем защитного действия. И.А. Шиловым было получено уравнение для описания перемещения фронта адсорбции с постоянной скоростью u . Время защитного действия, или адсорбции

$$\tau = kh - \tau_0 = h/u - \tau_0,$$

где $k=1/u$ – коэффициент защитного действия слоя;

τ_0 – потеря времени защитного действия слоя.

Для расчета скорости перемещения фронта адсорбции предложено уравнение

$$u = V_0 y_n / \varepsilon y_n + x_{p,n},$$

где V_0 – фиктивная скорость потока, равная $v' \varepsilon$ (V' – скорость потока в каналах между частицами адсорбента;

ε – порозность слоя адсорбента);

$x_{p,n}$ – концентрация адсорбтива в слое адсорбента, равновесная с объемной концентрацией y_n адсорбтива в потоке.

Высота слоя адсорбента h_0 из основного уравнения массопередачи

$$h_0 = m_v / K_{vv},$$

где m_v – общее число единиц переноса по газовой или жидкой фазе;

$$m_v = 0,9 y_n / \Delta y_{cp};$$

K_{vv} – объемный коэффициент массопередачи.

3. Классификация адсорберов

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 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 парогазовых смесей и жидких растворов.

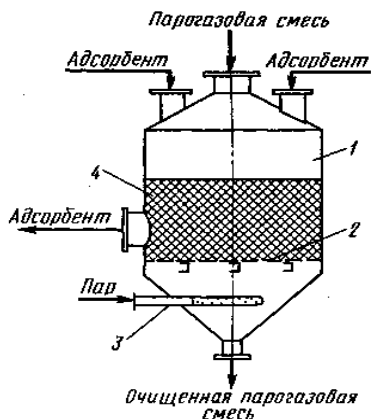
Для подачи исходных смесей и острого пара адсорбер снабжен соответствующими штуцерами. Исходная жидкая смесь, как правило, подается снизу вверх через кольцевую трубу. Парогазовая смесь может подаваться и сверху вниз. В этом случае при десорбции острый пар подается через кольцевую трубу.

Процесс в представленном адсорбере проходит в четыре стадии: адсорбция, десорбция, сушка, охлаждение адсорбента.

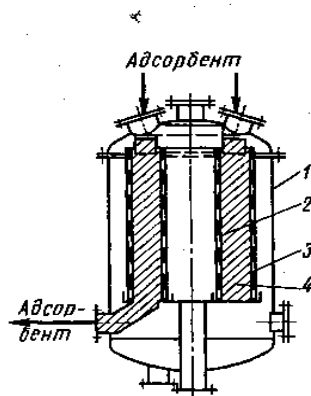
После отработки адсорбента возникает задача регенерации слоя поглотителя. Десорбция адсорбированного вещества из адсорбента является необходимой стадией технологического процесса, которая решает две задачи: извлечение вещества и регенерация адсорбента.

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.

Вертикальный адсорбер с неподвижным кольцевым слоем адсорбента предназначен для поглощения компонентов из парогазовой смеси. Адсорбер состоит из вертикального корпуса, внутри которого между пер-



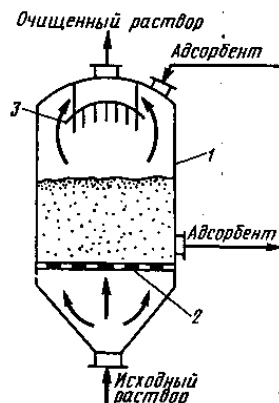
Адсорбер с неподвижным слоем адсорбента:
1 — корпус; 2 — колосниковая решетка;
3 — кольцевая труба; 4 — адсорбент



Адсорбер с кольцевым слоем адсорбента:
1 — корпус; 2, 3 — внутренние и внешняя цилиндрические решетки; 4 — адсорбент

форированными 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 псевдоожиженным слоем заполнен мелкозернистым адсорбентом. Исходная смесь подается снизу под распределительную решетку при скорости, превышающей скорость псевдоожижения частиц адсорбента. При этом слой расширяется и переходит в подвижное состояние. Проведение адсорбции в псевдоожиженном слое значительно интенсифицирует процесс массообмена и сокращает продолжительность процесса.



Адсорбер с псевдоожиженным слоем:
1 — корпус; 2 — распределительная решетка; 3 — сепаратор

4. Ионнообменные процессы в пищевых технологиях

Ионнообменные процессы широко применяются для водоподготовки: умягчения и обессоливания воды, очистки растворов, разделения смеси веществ и т.д. В сахарной промышленности иониты используются для очистки соков и сиропов. С помощью ионитов представляется возможным уда-

лить из сахарных растворов почти все несхаристые вещества. В виноделии иониты используются для удаления ионов железа и кальция, улучшения качества вин, в молочной промышленности – для очистки молока от ионов кальция и других металлов, в жировом производстве – для очистки растительного масла. Ионообменные процессы способны по технико-экономическим показателям конкурировать с процессами экстракции, ректификации и др.

Ионообменные процессы отличаются от адсорбционных тем, что происходит обмен ионами между ионитами и раствором. При этом ионы из растворов перемещаются к поверхности ионита, а ионы с поверхности ионита переходят в раствор.

В качестве ионитов используются твердые, практически нерастворимые в воде и органических растворителях природные или синтетические материалы. Иониты представляют собой мелкозернистые гранулированные частицы шарообразной формы.

Ионообменная технология получила широкое распространение после разработки синтетических ионитов, отличающихся большой обменной емкостью, механической прочностью, нерастворимостью в воде и агрессивных растворителях, способностью к регенерированию.

Иониты различаются по химическому составу и структуре. Однако все иониты построены по одному принципу: имеют матрицу, несущую избыточный заряд, и противоионы. Матрица ионообменных смол состоит из полимерной пространственной сетки гидрофобных углеводородных цепей. Строение матрицы обуславливает способность ионообменных смол набухать в воде и растворителях.

В матрице расположены функционально активные группы, придающие смоле ионообменные свойства. От характера активных групп зависят знаки зарядов матрицы ионита и подвижных ионов.

По знаку заряда обменивающихся проионов иониты подразделяют на катиониты и аниониты.

Катиониты имеют кислотный характер и обладают способностью обменивать положительно заряженные ионы. Катиониты содержат сульфогруппы – SO_3^{2-} , карбоксильные группы – HCOO^- , фосфоновые группы – PO_3H^{2-} , несущие отрицательный заряд.

Аниониты содержат амидогруппы – NH^+_3 , аминокгруппы NH^+_2 , несущие положительный заряд.

5. Расчет адсорберов

Расчет адсорберов периодического действия заключается в определении высоты слоя адсорбента. Количество адсорбента для поглощения адсорбтива из исходной смеси с начальной концентрацией y_n до конечной y_k можно определить из материального баланса

$$G(y_n - y_k) = V_a(x_k - x_n),$$

где G и V_a – количество газовой (жидкой) смеси и адсорбента, кг;

x_n, x_k – концентрации адсорбтива и адсорбента, г/кг

Принимая, что $x = 0$, а $x_k \rightarrow x_d$, получим

$$V_a = G(y_n - y_k) / x_k,$$

или, если требуется определить конечное содержание адсорбтива в смеси,

$$y = -(Va/G)x_k + y_H.$$

Последнее уравнение представляет собой прямую с тангенсом угла наклона, равным $\operatorname{tg} \alpha = V_a/G$ в координатах $y - x$.

Диаметр адсорбера определяется в зависимости от расхода V (в $\text{м}^3/\text{с}$) парогазовой смеси или раствора через слой адсорбента и скорости потока v_0 по формуле

$$D = \sqrt{V / 0,785 v_0}$$

Высота слоя адсорбента $H = V_a / (0,785 Z)^2 \rho_n$, где ρ_n – насыпная плотность адсорбента, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Продолжительность адсорбции

$$\tau = \frac{V_a (x_k - x_n)}{v_0 \cdot 0,75 D^2 \rho (y_n - y_k)},$$

где ρ – плотность парогазовой смеси или раствора, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Высоту слоя адсорбента также можно найти на основании экспериментального определения времени защитного действия слоя или приняв его, исходя из технологических требований, по уравнению

$$h = u(\tau - \tau_0).$$

Потерю времени защитного действия слоя τ_0 можно приближенно определить по уравнению

$$\tau_0 = 0,5 h_0 / u.$$

где h_0 – высота зоны массопередачи.

Исходя из высоты слоя адсорбента и конструктивных соображений, определяют высоту адсорбера.

При расчете непрерывно действующих адсорберов определяют высоту колонны, рабочий объем, диаметр и число тарелок.

Высота адсорбера определяется по основному уравнению массопередачи, которое записывается так:

$$V_a dx = K_v F \Delta y_{cp} dt = K_y V_a \sigma \Delta y_{cp} dt,$$

где V_a – количество адсорбента в адсорбере, кг ;

σ – удельная площадь поверхности адсорбента в условиях проведения процесса, $\text{м}^2/\text{кг}$.

Пример расчета адсорберта

Определить высоту слоя активного угля и диаметр адсорбера для поглощения паров бензина из паровоздушной смеси, если расход смеси равен $3000 \text{ м}^3/\text{ч}$, начальная концентрация бензина $y_n = 0,02 \text{ кг}/\text{м}^3$, скорость паровоздушной смеси, отнесенной к полному сечению адсорбера, $v_0 = 0,2 \text{ м}/\text{с}$. Динамическая емкость угля по бензину $x_k = 0,08 \text{ кг}/\text{кг}$, начальная концентрация $x_n = 0,006 \text{ кг}/\text{кг}$, насыпная плотность угля $\rho_n = 600 \text{ кг}/\text{м}^3$. Продолжительность адсорбции $1,5 \text{ ч}$. Количество адсорбента для адсорбции бензина

$$Va = G(y_n - y_k) / x_k = 3000 \cdot 1,5 \cdot 0,02 / (0,08 - 0,006) = 1216 \text{ кг}.$$

Диаметр адсорбера $D = 3000 / 3600 \cdot 0,785 \cdot 0,2 = 2,3 \text{ м}$.

Высота слоя адсорбента $H = 1216 / 600 \cdot 0,785 \cdot 2,3^2 = 0,487 \text{ м}$.

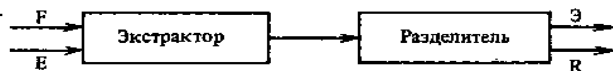
Лекция №10 ЭКСТРАКЦИЯ

План лекции

1. Экстракция в системе «жидкость – жидкость»
2. Выщелачивание
3. Классификация экстракторов

1. Экстракция в системе «жидкость – жидкость»

Экстракцией в системе «жидкость – жидкость» называется процесс извлечения растворенного вещества или веществ из жидкости с помощью специальной другой жидкости, не растворяющейся или почти не растворяющейся в первой, но растворяющей экстрагируемые компоненты.



Принципиальная схема экстракции

В экстрактор загружаются исходный раствор F , содержащий распределяемое (экстрагируемое) вещество или вещества M , и растворитель L . Жидкость, используемая для извлечения компонентов, называется экстрагентом (E). Массообмен между фазами протекает при их непосредственном контакте. Полученная в результате экстракции жидкая смесь поступает в разделитель, где разделяется на экстракт ($Э$) – раствор экстрагированных веществ в экстрагенте и рафинат (R) – остаточный раствор, из которого экстрагированы извлекаемые компоненты. Разделение смеси на экстракт и рафинат происходит в результате отстаивания или сепарирования.

Процесс экстракции проводится в аппаратах различной конструкции – **экстракторах**.

Экстракция широко используется для извлечения ценных продуктов из разбавленных растворов, а также для получения концентрированных растворов.

Основным достоинством экстракции является низкая рабочая температура процесса, что позволяет разделять жидкие смеси термолabileльных веществ, например антибиотиков, разлагающихся при повышенных температурах.

Во многих случаях экстракция применяется в сочетании с ректификацией. Поскольку расход теплоты на ректификацию уменьшается с увеличением концентрации исходного раствора, предварительное концентрирование раствора экстракцией позволяет сократить расход теплоты на разделение исходной смеси.

Переход распределяемого вещества из одной жидкой фазы (исходного раствора) в другую (экстрагент) происходит до установления равновесия, т.е. до выравнивания химических потенциалов в фазах. В процессе участвуют три компонента ($K=3$) и две фазы ($\Phi = 2$). Согласно правилу фаз, вариантность системы $F=3$. Однако температура и давление при проведении

процесса экстракции, как правило, поддерживаются постоянными. Тогда вариантность экстракционной системы будет равняться единице.

Следовательно, данной концентрации распределяемого вещества в одной фазе в состоянии равновесия соответствует определенная концентрация в другой.

Равновесие в процессах экстракции характеризует коэффициент распределения φ , который равен отношению равновесных концентраций экстрагируемого вещества в обеих жидких фазах – в экстракте и рафинате.

В простейших системах достаточно разбавленных растворов, подчиняющихся закону Бертелло – Нернста, при постоянной температуре коэффициент распределения не зависит от концентрации распределяемого вещества и $\varphi = y_p/x$, где y_p , x – равновесные концентрации распределяемого вещества в экстракте и рафинате. В этом случае линия равновесия – прямая:

$$y_p = \varphi x.$$

2. Выщелачивание

Выщелачиванием (выщелачивание – частный случай экстракции) называется извлечение из твердого тела одного или нескольких веществ с помощью растворителя, обладающего избирательной способностью.

В пищевой промышленности выщелачиванием обрабатывают капиллярно-пористые тела растительного или животного происхождения.

В качестве растворителей применяются: вода – для экстрагирования сахара из свеклы, кофе, цикория, чая; спирт и водно-спиртовая смесь – для получения настоев в ликеро-водочном и пиво-безалкогольном производствах; бензин, трихлорэтилен, дихлорэтан – в маслоэкстракционном и эфиромасличном производствах и др. Выщелачивание является основным процессом в свеклосахарном производстве и применяется для извлечения сахара из сахарной свеклы. С помощью бензина извлекается растительное масло из семян подсолнечника.

За выщелачиванием в технологической схеме часто следуют процессы фильтрования, выпаривания и кристаллизации.

Процесс выщелачивания заключается в проникновении растворителя в поры твердого тела и растворении извлекаемых веществ.

Равновесие при выщелачивании устанавливается при выравнивании величин химических потенциалов растворенного вещества и его химического потенциала в твердом материале. Достижимая концентрация раствора, соответствующая его насыщению, называется растворимостью.

Выщелачивание представляет собой сложный многостадийный процесс, который заключается в диффузии растворителя в поры твердого тела, растворении извлекаемых веществ или вещества, диффузии экстрагируемых веществ в капиллярах внутри твердого тела к поверхности раздела фаз и массопередачи экстрагируемых веществ в жидком растворителе от поверхности раздела фаз в ядро потока экстрагента.

Из перечисленных четырех стадий процесса лимитирующими общую скорость массопередачи являются, как правило, последние две, так как

скорость массопереноса на первых двух стадиях обычно значительно выше по сравнению со скоростью протекания двух последующих стадий.

Движущей силой процесса выщелачивания является разность между концентрацией экстрагируемого вещества у поверхности твердого тела $y_p = y_{нас}$ и его средней концентрацией в массе экстрагента y_{cp} .

Скорость процесса в этом случае

$$dM/Fd\tau = \beta_y(y_{нас} - y_{cp}),$$

где β_y – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе.

Скорость молекулярной диффузии в пограничном слое толщиной δ определяется по уравнению Фика:

$$dM/Fd\tau = D(y_{нас} - y_{cp})/\delta,$$

где D – коэффициент молекулярной диффузии.

3. Классификация экстракторов

Экстракторы по принципу организации процесса бывают непрерывного и периодического действия.

В зависимости от способа контакта фаз экстракторы можно разделить на две группы: ступенчатые, или секционные, и дифференциально-контактные.

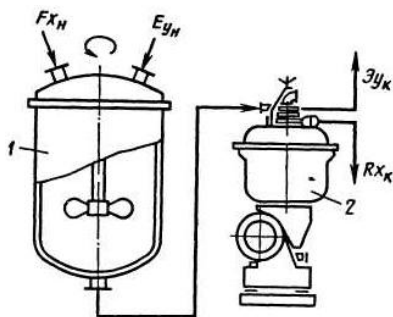
Ступенчатые (секционные) экстракторы состоят из отдельных секций, в которых изменение концентрации в фазах происходит скачкообразно. В ряде случаев каждая секция приближается по полю концентраций к аппарату идеального смешения. Экстрактор, состоящий из нескольких таких секций, по полю концентраций приближается к аппарату идеального вытеснения.

Необходимость разделения фаз после каждой секции экстракции в случае плохо разделяемых эмульсий может приводить к значительному увеличению размеров экстрактора.

Дифференциально-контактные экстракторы обеспечивают непрерывный контакт между фазами и плавное непрерывное изменение концентраций в фазах. За счет продольного перемешивания фаз в таких аппаратах может иметь место значительное снижение средней движущей силы по сравнению с аппаратами идеального вытеснения.

Для диспергирования жидкой фазы требуются затраты энергии. В зависимости от вида затрачиваемой энергии экстракторы могут быть без подвода внешней энергии и с подводом ее. Внешняя энергия во взаимодействующие фазы может вводиться перемешивающими устройствами, вибраторами и пульсаторами, например в вибропульсационных экстракторах, в виде центробежной силы в центробежных экстракторах, кинетической энергии струи в инжекторных и эжекторных экстракторах.

Смесительно-отстойные экстракторы состоят из нескольких ступеней, каждая из которых включает смеситель и разделитель. В смесителе за счет подвода внешней энергии происходит диспергирование одной из жидких фаз с образованием дисперсионной фазы, которая распределяется в другой – сплошной фазе. Дисперсной фазой может быть



Смесительно-отстойная экстракционная установка:
1 — экстрактор; 2 — сепаратор

ло- и энергоемкости — вытесняется более совершенными конструкциями.

Тарельчатые экстракторы представляют собой колонные аппараты с ситчатыми тарелками различных конструкций, снабженными переливными устройствами. Взаимодействие фаз происходит в перекрестном токе на каждой тарелке. Диспергируемая фаза (легкая или тяжелая) проходит через отверстия в тарелках и дробится на капли. Сплошная фаза движется вдоль тарелки от перелива к переливу. Капли на тарелках коалесцируют и образуют сплошной слой жидкости над тарелкой (тяжелая жидкость) или под тарелкой (легкая жидкость). Подпорный слой секционирует экстрактор по высоте и обеспечивает подпор для диспергирования жидкости через отверстия тарелок. Секционирование экстрактора снижает обратное перемешивание фаз и приводит к увеличению средней движущей силы процесса.

Скорость дисперсной фазы в отверстиях тарелки определяется из условий создания струйного режима. Критическая скорость, соответствующая переходу от капельного режима к струйному, определяется в зависимости от диаметра отверстий:

$$V_{кр} = 4,4/d_0.$$

Для работы экстрактора в устойчивом струйном режиме скорость увеличивают примерно на 20 % по сравнению с критической.

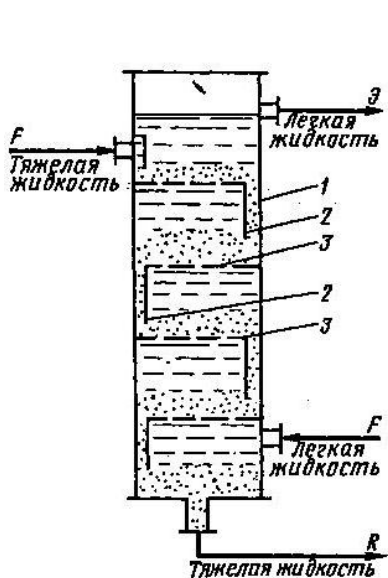
Роторно-дисковый экстрактор относится к экстракторам с механическим перемешиванием фаз. Он представляет собой вертикальный многосекционный аппарат, в цилиндрическом корпусе которого по оси установлен ротор с круглыми горизонтальными дисками. Диски вращаются в средней плоскости секции экстрактора и разделены кольцевыми перегородками, что препятствует продольному перемешиванию потоков и способствует увеличению движущей силы процесса. При вращении ротора диски создают осевые потоки сплошной фазы, направленные от оси ротора к стенкам экстрактора. Достигнув стенок, жидкость движется вдоль них вверх и вниз в пространстве, ограниченном кольцевыми перегородками. Отражаясь от колец перегородки, жидкость меняет направление и движется к оси экстрактора. Так возникают тороидальные потоки сплошной фазы.

как легкая, так и тяжелая фаза.

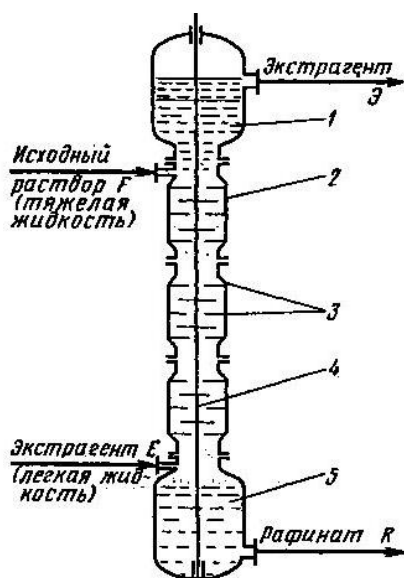
В разделителе, который представляет собой отстойник, а в современных установках — сепаратор, происходит разделение эмульсии на рафинад и экстракт.

Посредством соединения нескольких смесительно-отстойных секций образуются различные по схемам экстракционные установки.

Приведенная схема из-за ряда присущих ей недостатков, а именно: громоздкости, значительной производственной площади, высокой мета-



Тарельчатый экстрактор:
1 — цилиндрический корпус; 2 — переливное устройство; 3 — ситчатые тарелки



Роторно-дисковый экстрактор:
1, 5 — отстойные зоны; 2 — корпус; 3 — кольцевые перегородки; 4 — ротор

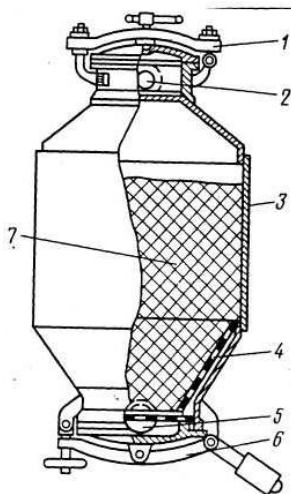
В верхней и нижней частях экстрактора расположены отстойные зоны. Капли легкой фазы — экстракта движутся вверх и коалесцируют в верхней отстойной зоне.

Вибрационные и пульсационные экстракторы позволяют повысить интенсивность массопередачи и использовать положительные качества гравитационных экстракторов (простота конструкции, низкая стоимость, небольшие затраты на эксплуатацию), сообщаящие взаимодействующим жидкостям колебательное движение.

Колебательное движение жидкостям может сообщаться установленным вне экстрактора пульсатором либо посредством движущегося возвратно-поступательного блока ситчатых тарелок, насаженных на подвижный общий шток. В первом случае экстрактор называется пульсационным, а во втором — вибрационным.

Золотниково-распределительный механизм состоит из диска, вращающегося в неподвижном корпусе. Диск и корпус имеют по два окна для соединения пульсационной камеры с системой сжатого воздуха и для сообщения камеры с атмосферой. При совпадении прорезей для сжатого воздуха на диске и корпусе жидкость в пульсационной камере находится под избыточным давлением. За счет перепада давления жидкость получает поступательное движение. При сообщении пульсационной камеры с атмосферой при совпадении прорезей сброса давления на вращающемся диске и корпусе происходит сброс давления и жидкость совершает возвратное

движение. Регулируя частоту вращения диска, можно изменять частоту колебания жидкости в экстракторе. Амплитуда колебаний определяется давлением сжатого воздуха. Частота пульсаций обычно составляет от 30 до 250 колебаний в минуту, а амплитуда — 2...25 мм.



Перколятор:

1 — крышка; 2, 5 — штуцера для растворителя; 3 — корпус; 4 — решетка; 6 — откидывающийся люк; 7 — твердый материал

Перколятор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с коническим дном и крышкой. В днище расположена решетка, на которую через верхний люк загружается слой измельченного твердого материала. После выщелачивания материал выгружается через нижний откидывающийся люк.

Перколяторы соединяются последовательно в батарее. Число перколяторов в батарее составляет от 4 до 15. Растворитель прокачивается насосом снизу вверх последовательно через все перколяторы. Батарея работает по принципу противотока. В любой момент времени один из аппаратов, в котором достигнута заданная степень извлечения, отключается на разгрузку отработанного и загрузку свежего материала. Материал выгружается из перколятора самотеком под давлением. В целом вся установка работает непрерывно.

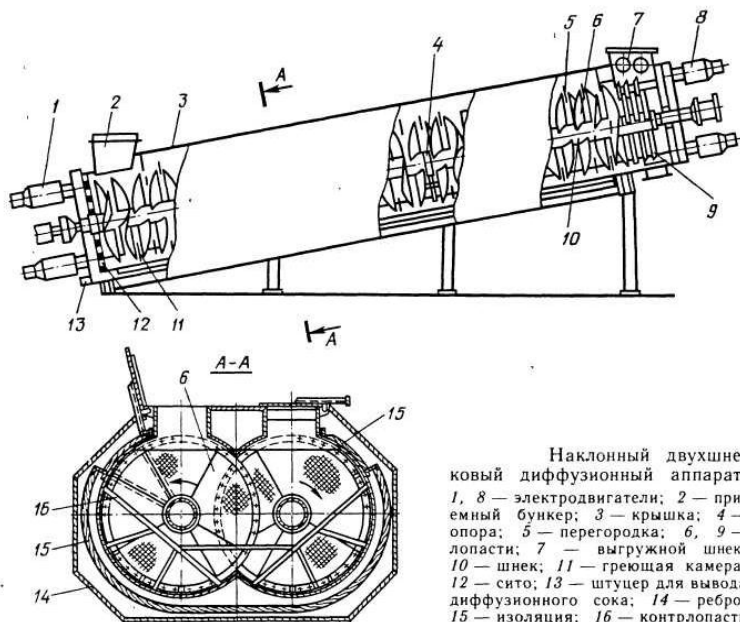
Аппараты с псевдоожиженным слоем позволяют повысить эффективность процесса выщелачивания и растворения.

Аппарат представляет собой колонну, которая имеет в нижней части распределительную решетку. На эту решетку загружается измельченный твердый материал, а растворитель подается под решетку. Скорость растворителя выбирается такой, чтобы создать перепад давления в слое твердого материала, достаточный для его псевдоожижения. Такие аппараты могут работать в полунепрерывном и непрерывном режимах.

Диффузионные аппараты непрерывного действия получили широкое распространение в сахарной промышленности для извлечения сахара из свекловичной стружки.

Наклонный двухшнековый диффузионный аппарат установлен под углом 8...11° к горизонту. В верхней части аппарата расположены бункер для загрузки свекловичной стружки и шнеки для удаления жома из аппарата. Внутри аппарата стружка перемещается двумя параллельно расположенными шнеками снизу вверх. Шнеки образуются лопастями, расположенными по винтовой линии. Лопастей каждого шнека заходят в межлопастное пространство другого. Такое устройство шнеков способствует равномерному перемещению стружки по длине аппарата и предотвращает возможность вращения свекловичной стружки вместе с лопастями. Для этой же цели установлены контролопаси и перегородки на нижней части крышек.

Удаляют жом из аппарата в верхней его части выгрузочными шнеками. Лучшему удалению жома способствуют также лопасти. Выгрузочные шнеки смонтированы под прямым углом к транспортирующим шнекам и вращаются в противоположном направлении. Для подогрева массы в нижней части корпуса аппарата установлены подогревательные камеры.



Наклонный двухшнековый диффузионный аппарат:
1, 8 — электродвигатели; 2 — приемный бункер; 3 — крышка; 4 — опора; 5 — перегородка; 6, 9 — лопасти; 7 — выгрузный шнек; 10 — шнек; 11 — греющая камера; 12 — сито; 13 — штуцер для вывода диффузионного сока; 14 — ребро; 15 — изоляция; 16 — контролопасть

Кроме перечисленных аппаратов и установок применяются и другие конструкции в соответствии с принятой технологической схемой экстракции.

Лекция №11

СУШКА ПИЩЕВОГО СЫРЬЯ

План лекции

1. Формы связи влаги с материалом
2. Кинетика сушки
3. Материальный и тепловой баланс сушки
4. Классификация сушильных установок
5. Инженерные расчеты сушилок

1. Формы связи влаги с материалом

1.1. Термины и определения

Сушкой называется процесс удаления влаги из твердых влажных, пастообразных или жидких материалов (суспензий) путем ее испарения и отвода образовавшихся паров.

Сушка является сложным тепломассообменным процессом. Скорость сушки во многих случаях определяется скоростью внутридиффузионного переноса влаги в твердом теле.

Сушке подвергаются пищевые материалы, находящиеся в различном агрегатном состоянии, а именно: гранулированные, формованные и зернистые; пастообразные; растворы и суспензии.

Выбор метода сушки и типа сушилки осуществляется на основе комплексного анализа свойств пищевых материалов как объектов сушки.

Наиболее важными отличительными свойствами пищевых материалов, которые следует учитывать при выборе метода сушки, являются низкая термостойкость, склонность к окислению и деструкции; склонность к короблению и потере товарного вида; неоднородность материала по начальному содержанию воды; наличие активных биохимических и химически активных веществ и ряд других особенностей.

Основными путями интенсификации процессов сушки и повышения экономичности работы сушилок являются:

- проведение процессов в условиях эффективной гидродинамической обстановки, что позволяет значительно увеличить коэффициенты тепломассоотдачи;

- применение комбинированных способов подвода теплоты, что позволяет наиболее рационально нагревать материал до температуры сушки;

- создание комбинированных сушильных агрегатов, например первая ступень сушки – в разбавленном псевдоожигенном слое, вторая – сушка в псевдоожигающем слое; распылительная сушка в сочетании с сушкой в псевдоожигенном слое и др.;

- создание сушильных агрегатов с замкнутым циклом теплоносителя.

По способу подвода теплоты к высушиваемому материалу применяются следующие методы сушки:

- конвективная, или воздушная, сушка – подвод теплоты осуществляется при непосредственном контакте сушильного агента с высушиваемым материалом;

- контактная сушка – путем передачи теплоты от теплоносителя (например, насыщенного водяного пара) к материалу через разделяющую их стенку;
- радиационная сушка – путем передачи теплоты инфракрасными излучателями;
- диэлектрическая сушка (СВЧ-сушка) – путем нагревания материала в поле токов высокой частоты;
- сублимационная сушка – сушка в глубоком вакууме в замороженном состоянии.

1.2. Формы связи влаги с материалом

Связанная влага может существовать в следующих формах:

- химически связанная влага, образующаяся в результате химической реакции;
- физико-химически связанная влага, образующаяся при адсорбции молекул газа через полунепроницаемую оболочку;
- физико-механически связанная влага, возникающая при поглощении паров микрокапиллярами ($r < 10^{-7}$), макрокапиллярами ($r > 10^{-7}$), а также при образовании геля.

Наиболее легко удаляется поверхностная влага и наиболее трудно – химически связанная влага.

Химически связанная влага представляет собой воду гидроокиси, вошедшую в результате реакции гидратации в состав гидроокисей и соединений типа кристаллогидратов. Эту влагу можно удалить в результате прокаливания.

Формы физико-химической связи разнообразны.

Адсорбционно связанная влага удерживается у поверхности раздела коллоидных частиц с окружающей средой. Обладая большой площадью поверхности, коллоидные структуры имеют большую адсорбционную способность. Адсорбционная влага удерживается молекулярным силовым полем. Адсорбция влаги сопровождается выделением теплоты, которая называется теплотой гидратации.

Осмотически связанная влага, или влага набухания, находится внутри скелета материала и удерживается осмотическими силами.

Капиллярно-связанная влага находится внутри макро- и микрокапилляров. Эта влага механически связана с материалом и относительно легко удаляется. Давление пара над поверхностью материала тем меньше, чем прочнее связь между водой и материалом. Наиболее прочна эта связь у гигроскопичных веществ.

2. Кинетика сушки

2.1. Состояния материала при контакте с влажным воздухом

Каждый твердый влажный материал способен поглощать влагу из окружающей среды или отдавать ее окружающей среде. Окружающая влажный материал среда может содержать либо только водяной пар, ли-

бо смесь водяного пара с газами. Обозначим парциальное давление водяного пара в смеси с воздухом через p_n . Влаге, содержащейся во влажном материале, соответствует определенное давление водяного пара p_m , называемое давлением водяного пара во влажном материале.

При контакте материала с влажным воздухом возможны три состояния системы:

1) давление водяного пара во влажном высушиваемом материале больше, чем его парциальное давление в окружающем материале воздухе или газе, т.е. $p_m > p_n$. В этом случае происходит процесс десорбции влаги из материала в окружающую среду, т.е. процесс сушки. Давление водяного пара в высушиваемом материале p_m зависит от влажности материала, температуры и характера связи влаги с материалом;

2) парциальное давление пара в окружающей среде больше, чем его давление во влажном материале, т.е. $p_n > p_m$. В этом случае происходит сорбция влаги материалом, т.е. процесс увлажнения материала;

3) давления водяного пара во влажном материале и в окружающей среде равны, т.е. $p_m = p_n$. В этом случае наступает динамическое равновесие. Влажность материала, при которой наступает динамическое равновесие, называется равновесной влажностью W_p . Равновесная влажность зависит от парциального давления водяного пара p_n или пропорциональной ему относительной влажности воздуха ϕ . Зависимость равновесной влажности от ϕ при $t = \text{const}$ называется изотермой сорбции и устанавливается экспериментальным путем.

2.2. Скорость сушки

Сушка является сложным тепломассообменным процессом. Влага из влажного материала к поверхности раздела фаз перемещается за счет массопроводности, а от поверхности раздела фаз в ядро газового потока – за счет конвективной диффузии.

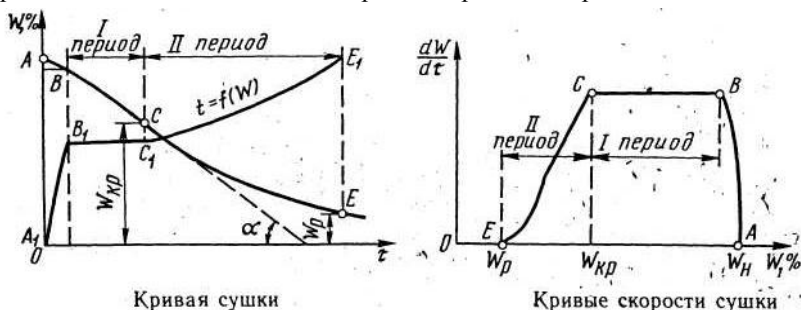
Диффузия влаги в материале происходит не только вследствие градиента влагосодержания материала, но и под действием температурного градиента.

Аналитическое описание диффузии влаги в материале представляет достаточно сложную задачу. Процесс сушки протекает со скоростью, зависящей от формы связи влаги с материалом и механизма диффузии влаги в материале. Кинетика сушки характеризуется изменением во времени средней влажности материала, или влагосодержания.

Для определения скорости сушки опытным путем получают кривую сушки, а затем, дифференцируя ее, – кривую скорости сушки.

Зависимость между средней влажностью материала и временем сушки изображается кривой сушки. На этом же рисунке приведена зависимость температуры материала от его влажности. Типичная кривая сушки состоит из нескольких участков, соответствующих различным периодам сушки. После периода прогрева материала до температуры сушки (участок *AB*) наступает период постоянной скорости сушки (I период). В этот

период температура материала принимает значение, равное температуре мокрого термометра t_m (отрезок BC на температурной кривой). В период постоянной скорости сушки теплота, подводимая к материалу, расходуется на испарение свободной влаги. Период постоянной скорости сушки изображается прямой линией с постоянным тангенсом угла наклона (отрезок BC). Этот период продолжается до достижения первой критической влажности $W_{кр}$. Начиная с $W_{кр}$ наступает период падающей скорости. В этом периоде снижение влажности материала выражается кривой CE .



В период падающей скорости удаляется связанная влага и температура материала повышается по кривой C_1E_1 . В конце сушки влажность материала асимптотически приближается к равновесной влажности W_p . При достижении равновесной влажности прекращается удаление влаги из материала. В этот момент температура материала достигает значения, равного температуре окружающего материал теплоносителя (точка E_1). Однако для достижения равновесной влажности требуется значительное время.

Скорость сушки представляет собой изменение влажности (влажносто-содержания) в единицу времени: $dW/d\tau$ (%/ч), или $dx/d\tau$ (c^{-1}).

Скорость сушки для данной влажности (влажносто-содержания) материала выражается тангенсом угла наклона касательной, проведенной к точке кривой сушки, определяющему влажность, или влажносто-содержание, материала.

По данным о скорости сушки строится кривая скорости сушки. Горизонтальный отрезок BC определяет скорость в первом периоде сушки, а отрезок CE – во втором периоде сушки.

В первом периоде сушки удаляется свободная влага, и скорость сушки определяется сопротивлением массопереносу во внешнедиффузионной области, т.е. значением конвективного коэффициента массоотдачи. В точке C , соответствующей первой критической влажности $W_{кр}$, влажность на поверхности материала становится равной гигроскопической. Со значения $W_{кр}$ начинается удаление из материала связанной влаги, и скорость процесса сушки снижается.

3. Материальный и тепловой баланс сушки

На рисунке изображена схема конвективной сушилки, состоящей из устройства для транспортировки материала (ленточный конвейер, вагонетки и т.д.), вентилятора и калориферов.

Обозначим количество влажного материала, поступающего на сушку, G_H (кг/ч), количество высушенного материала G_K (кг/ч), начальную и конечную влажность материала мас. %) соответственно через W_1 и W_2 , а количество влаги, удаляемой при сушке, через W (кг/ч).

Материальный баланс процесса можно представить равенством

$$G_H = G_K + W, \text{ или } W = G_H - G_K$$

Для количества сухого вещества

$$G_H (100 - W_1) = G_K (100 - W_2)$$

или

$$G_K = G_H \frac{100 - W_1}{100 - W_2}$$

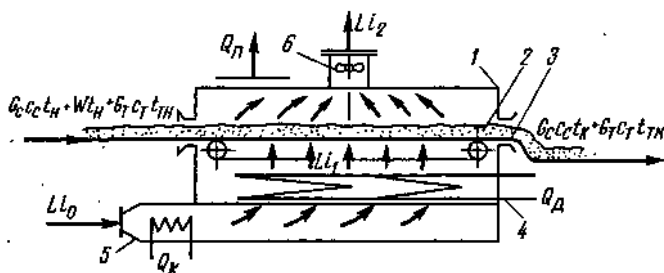


Схема конвективной сушилки:

1 — корпус сушилки; 2 — материал; 3 — ленточный транспортер; 4 — дополнительный калорифер; 5 — основной калорифер; 6 — вентилятор

Материальный баланс влаги

$$W + Lx_1 = Lx_2,$$

откуда расход сухого воздуха

$$L = W / (x_2 - x_1).$$

Удельный расход воздуха (расход на 1 кг испаряемой при сушке влаги)

$$l = L / W = l / (x_2 - x_1).$$

Тепловой баланс конвективной сушки составим по тому же рисунку. На сушку поступает влажный материал в количестве $G_c + W$ (кг/ч), который расположен на конвейере массой G_T (кг/ч). В сушилку подается L кг/ч абсолютно сухого воздуха. При подогреве воздуха в калорифере к нему подводится Q_K кДж/ч теплоты, а в сушильной камере дополнительно может быть подведено Q_D кДж/ч теплоты.

Обозначим:

G_c — количество высушенного материала, кг/ч;

c_c — удельная теплоемкость высушенной части материала, кДж/(кг·°C);

c_T — удельная теплоемкость транспортирующих устройств, кДж/(кг·°C);

t_n — температура до сушки, °C;

c_w — теплоемкость воды, кДж/(кг·°C);

t_k — температура материала после сушки, °C;

$t_{m,n}$ $t_{m,k}$ — температура транспортирующих устройств при входе в сушильную камеру и на выходе из нее, °C;

i_0 – удельная энтальпия воздуха на входе в сушильную камеру, кДж/кг сухого воздуха;

i_1 – удельная энтальпия воздуха после нагревания в калорифере, кДж/кгсухого воздуха;

i_2 – удельная энтальпия воздуха на выходе из сушилки, кДж/кг суховоздуха;

Q_n – потери теплоты в окружающее пространство, кДж/ч.

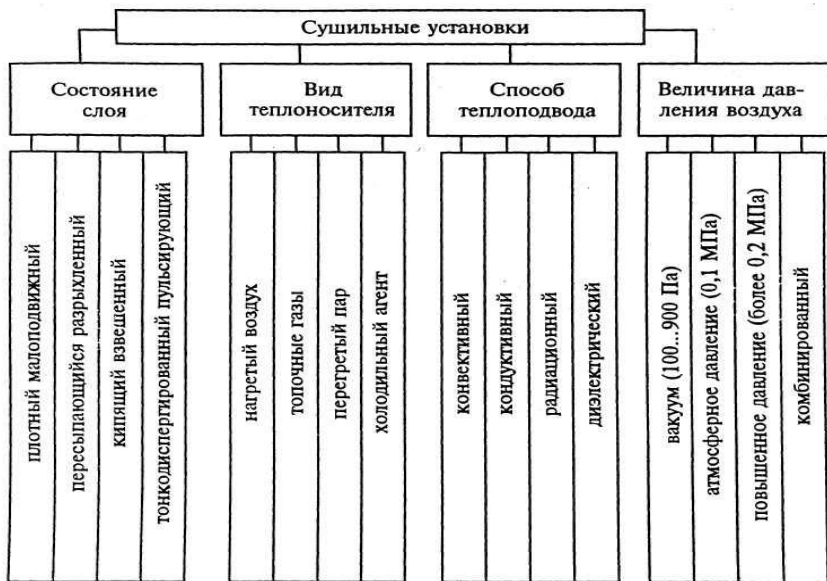
Тепловой баланс процесса можно представить уравнением

$$Li_0 + Q_k + Q_d + G_c c_c t_n + W t_n c_v + G_m c_m t_{m,n} = Li_2 + G_c c_c t_k + G_m c_m t_{m,k} + Q_n.$$

4. Классификация сушильных установок

4.1. Критерии классификации

Из всего многообразия критериев классификации выбраны основные: состояние слоя обрабатываемого сырья, вид теплоносителя, способ подвода теплоты, давление воздуха (рисунок).



4.2. Варианты сушильных процессов

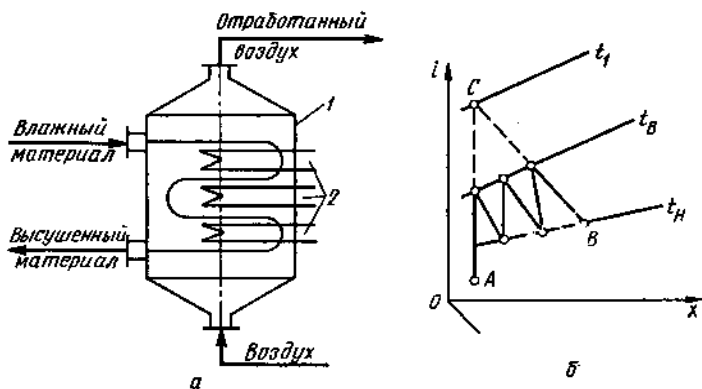
В пищевой промышленности используют следующие варианты сушки: с многократным промежуточным нагреванием воздуха; с частичной циркуляцией отработанного воздуха; с многократным промежуточным нагреванием воздуха и частичной циркуляцией его в отдельных зонах; с замкнутой циркуляцией высушивающего газа.

Сушка с многократным промежуточным подогревом воздуха широко применяется для сушки сухарей и макаронных изделий. При сушке этих изделий обычно принимают верхние и нижние пределы тем-

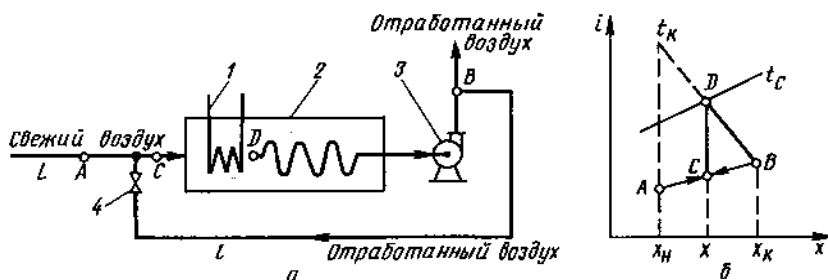
ператур воздуха t_6 и t_n . Воздух предварительно нагревается до t_6 и после этого взаимодействует с влажным материалом, охлаждаясь до температуры t_n , затем воздух вновь нагревается в калорифере до температуры t_6 и вновь взаимодействует с влажным материалом, охлаждаясь до t_n , и т.д. Конечные параметры воздуха в этом случае определяются точкой B .

Этот вариант сушки характеризуется тем, что требуемое количество тепла подводится к высушиваемому материалу при пониженной температуре воздуха. Для сушки без промежуточного подогрева воздуха потребовалось бы предварительное нагревание его до температуры t_1 (точка C). Такая схема сушки применяется для сушки пищевых материалов, не выдерживающих высоких температур.

Сушка с частичной рециркуляцией отработанного воздуха. Исходный воздух с параметрами, характеризуемыми точкой A , смешивается с частью отработанного воздуха (линии AC и BC), затем смесь нагревается в калорифере до температуры сушки t_c и взаимодействует с высушиваемым материалом. Конечные параметры воздуха определяет точка B . По сравнению с сушкой при однократном проходе воздуха для этого ва-



Сушилки с многократным промежуточным подогревом воздуха (а) и изображение процесса на $i-x$ диаграмме (б):
1 — сушильная камера; 2 — калориферы



Сушилка с частичным возвратом воздуха (а) и изображение процесса в $i-x$ диаграмме (б):
1 — калорифер; 2 — сушильная камера; 3 — вентилятор; 4 — заслонка

рианта сушки 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 воздуха и его скорость в сушилке зависят от кратности смешения $n = l/L$. Расходы теплоты в данной сушилке и в сушилке без циркуляции воздуха будут одинаковы при тех же пределах изменения состояния воздуха.

Сушка с частичной рециркуляцией отработанного воздуха и промежуточным нагревом в калориферах представляет собой сочетание описанных выше вариантов. Для этого варианта сушки характерны пониженная температура воздуха, повышенное начальное влагосодержание и относительная влажность воздуха, большая линейная скорость газа в сушилке за счет увеличения количества циркулирующего воздуха в сушилке.

Рассмотренные варианты организации процессов сушки обеспечивают мягкие условия сушки и подвод необходимого количества теплоты, что чрезвычайно важно при сушке пищевых продуктов. Мягкие условия сушки достигаются за счет снижения начальной температуры сушки воздуха, увеличения его влагосодержания и повышения линейной скорости газового потока в сушилке. Последнее обстоятельство приводит к увеличению коэффициента массоотдачи и увеличивает скорость сушки в первом периоде.

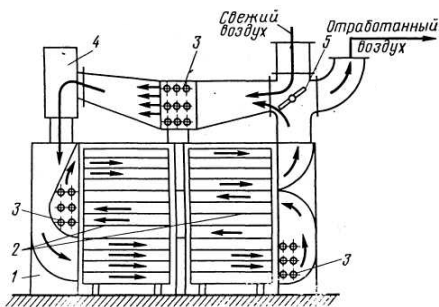
4.3. Основные типы сушилок

Конвективные сушилки, среди которых простейшими являются камерные, представляют собой корпус, внутри которого находятся вагонетки. На полках вагонеток помещается влажный материал. Теплоноситель нагнетается в сушилку вентилятором, нагревается в калорифере и проходит над поверхностью высушиваемого материала или пронизывает слой материала снизу вверх. Часть отработанного воздуха смешивается со свежим воздухом. Эти сушилки периодического действия работают при атмосферном давлении. Они применяются в малотоннажных производствах для сушки материалов при невысоких температурах в мягких условиях. Камерные сушилки имеют низкую производительность и отличаются неравномерностью сушки продукта.

Туннельные сушилки применяются для сушки сухарей, овощей, фруктов, макарон и других продуктов.

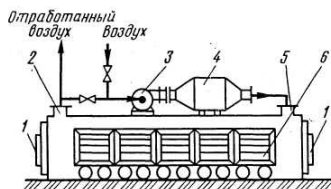
Ленточные многоярусные конвейерные сушилки применяют для сушки макаронных изделий, сухарей, фруктов, овощей, крахмала и др. Влажный материал загружается через верхний загрузочный бункер, как показано на рисунке, или боковой и поступает на верхний перфорированный ленточный конвейер, на котором перемещается 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.



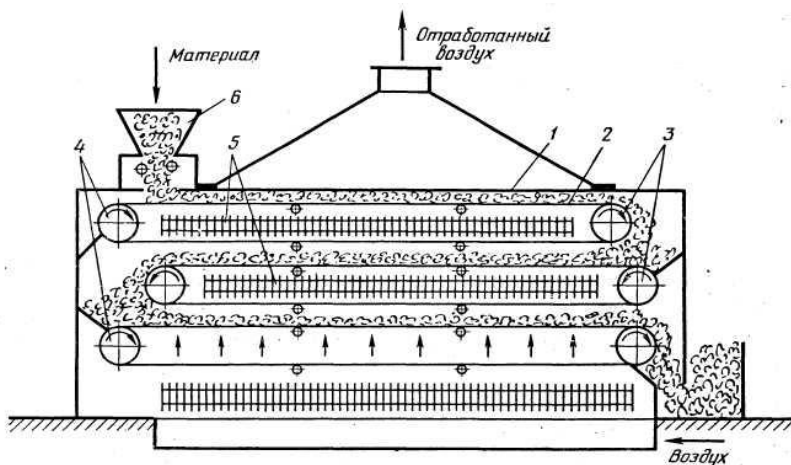
Камерная сушилка:

1 — корпус; 2 — вагонетки; 3 — калориферы; 4 — вентилятор;
5 — шибер



Туннельная сушилка:

1 — двери; 2 — газоход; 3 — вентилятор; 4 — калорифер; 5 — корпус; 6 — тележки с материалом



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.

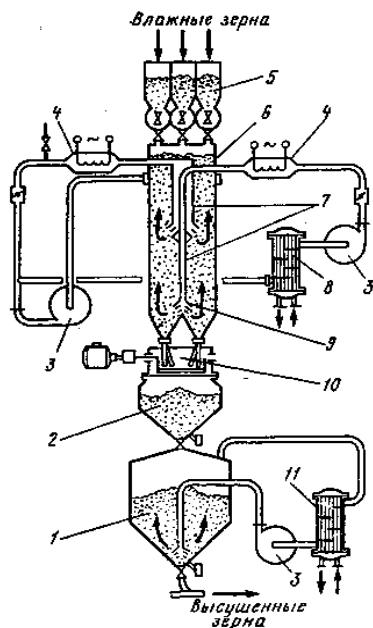
Шахтные сушилки с движущимся слоем применяются для сушки зерновых сыпучих материалов. По оси сушилки расположены трубы для подачи теплоносителя. Трубы оканчиваются жалюзи для равномерного распределения теплоносителя по сечению сушилки. Система подвода и циркуляции теплоносителя разделяет объем сушилки на две зоны. В пер-

вой 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 после подогрева в калорифере в первую зону сушилки. Выгрузка высушенного материала осуществляется непрерывно полочным дозатором.

Сушилки с псевдоожиженным 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 псевдоожиженным слоем изготавливаются вертикальными и горизонтальными с одной или несколькими секциями. Схема односекционной сушилки представлена на рисунке. Влажный материал непрерывно подается в сушилку. Теплоноситель, нагнетаемый вентилятором, нагревается в калорифере и поступает в сушилку под газораспределительную решетку. Сушка материала происходит в зоне сушилки, примыкающей к газораспределительной решетке. Высушенный материал удаляется из сушилки через 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 полному распределению температур и концентраций к аппаратам идеального вытеснения. Виброаэропсевдоожиженный (виброкипящий) слой может



Шахтная сушильная установка для сушки зерновых материалов: 1 — бункер-холодильник; 2 — промежуточный бункер; 3 — газодувка; 4 — калорифер; 5 — бункер; 6 — шахта; 7 — трубы для подвода теплоносителя; 8 — холодильник-конденсатор; 9 — жалюзи; 10 — дозатор; 11 — холодильник

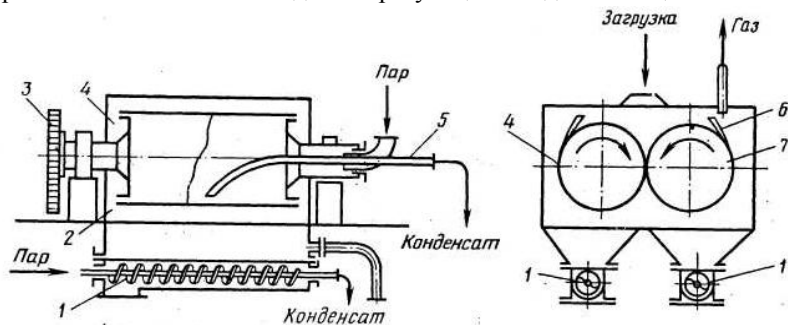
быть создан в аппаратах разнообразных конструкций: вертикальных, горизонтальных и лотковых.

Наибольшее применение нашли лотковые сушилки, наклоненные под небольшим углом к горизонту. Привод сушилки состоит из маятникового двигателя – вибратора направленного действия с регулируемым дебалансом.

Наибольшее практическое значение для проведения тепломассообменных процессов имеет виброаэропсевдоожиженный слой, образуемый одновременно потоком газа через слой и низкочастотной вибрацией.

Вибрационные сушилки применяются для сушки картофельной крупки на картофелеперерабатывающих заводах.

Вальцовые сушилки 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 $2 \dots 10 \text{ мин}^{-1}$ 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. Выхсушивание материала происходит в тонком слое за полный оборот вальцов. Подсушенный материал снимается ножами вдоль образующей каждого вальца.



Вальцовая сушилка:

1 — досушиватель; 2 — корпус; 3 — привод; 4 — ведущий валец; 5 — сифонная трубка; 6 — нож; 7 — ведомый валец

В случае необходимости досушки материала вальцовая сушилка снабжается гребковыми досушивателями.

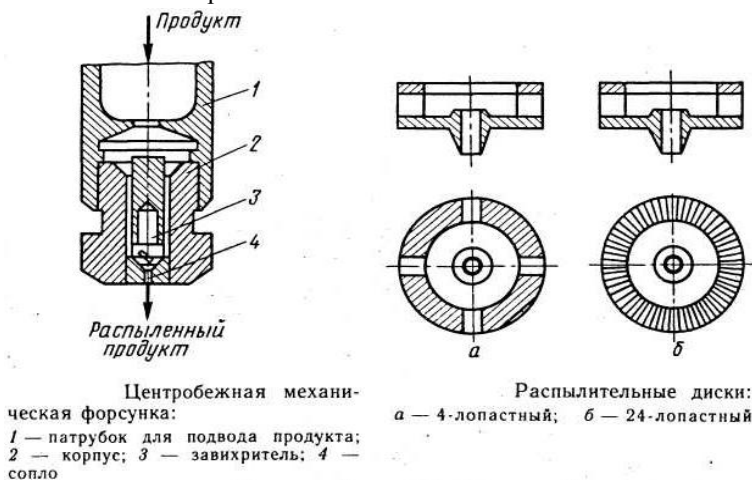
Распылительные сушилки предназначены для сушки растворов, суспензий и пастообразных материалов. Сушкой распылением получают сухое молоко, молочно-овощные концентраты, пищевые и кормовые дрожжи, яичный порошок и другие продукты.

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 тепломассообменный 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 материал- и энергоемкость.

При механическом методе распыления используются форсунки, в которые жидкость подается при давлениях $2,5 \dots 20 \text{ МПа}$. Качество распыления зависит от степени турбулентности.

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 $133,3 \dots 13,3 \text{ Па}$ ($1,0 \dots 0,1 \text{ мм рт. ст.}$) и при низких температурах.

При сублимационной сушке замороженных продуктов находящаяся в них влага в виде льда переходит непосредственно в пар, минуя жидкое состояние.

Перенос влаги в виде пара от поверхности испарения происходит путем эффузии, т. е. свободного движения молекул пара без взаимных столкновений друг с другом.

Сублимационная сушилка 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. Обра-

зовавшаяся 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.

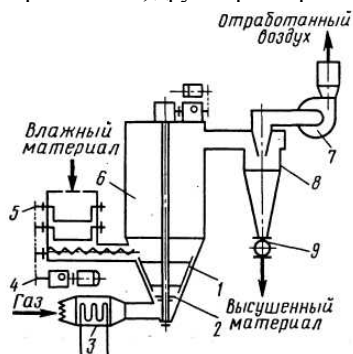
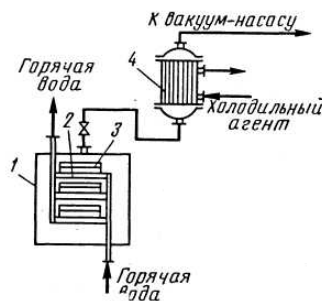


Схема сушилки для сушки пастообразных материалов:
1 — перемешивающее устройство; 2 — распределительный диск; 3 — калорифер; 4 — электродвигатель; 5 — загрузочный бункер; 6 — сушилка; 7 — вентилятор; 8 — циклон; 9 — шлюзовой дозатор



Сублимационная сушилка.
1 — сушильная камера; 2 — плита; 3 — противень; 4 — конденсатор-вымораживатель

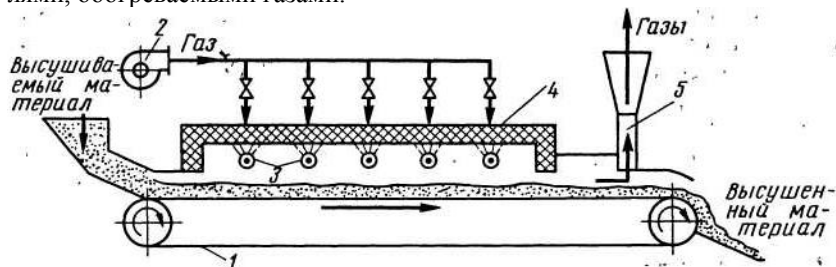
Удаление влаги из материала протекает в три стадии. На первой стадии при снижении давления в сушильной камере происходят самозамораживание влаги и сублимация льда за счет теплоты, отдаваемой материалом. При этом удаляется до 15 % всей влаги. Во второй стадии – сублимация, при которой удаляется основная 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 рисунке представлена схема радиационной сушилки с излучателями, обогреваемыми газами.

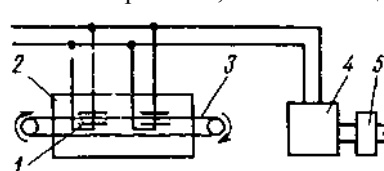


Радиационная сушилка:

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.

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

1 — пластина конденсатора, 2 — сушильная камера, 3 — ленточный конвейер, 4 — ламповый высокочастотный генератор, 5 — выпрямитель

СВЧ-сушилка 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 подводится 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.

5. Инженерные расчеты сушилок

Рекомендуемый алгоритм расчета сушилок проследим на примере определения основных параметров многоярусной установки.

Конвейерные ленточные (многоярусные) сушилки рассчитывают при помощи i - d – диаграммы. Зная температуру и относительную влажность наружного воздуха и приняв температуру воздуха под и над лентой, строят теоретический и действительный процессы сушки.

Масса высушенного продукта, выходящего из ленточной сушилки Π (кг/ч), рассчитывается по формуле

$$\Pi = G[(100-u_1)/(100-u_2)],$$

где G – пропускная способность по влажному продукту, кг/ч;

u_1, u_2 – начальная и конечная влажность продукта, %.

Массовый расход воздуха на сушку L (кг/ч) определяется как

$$L = Wl,$$

где W – количество испаренной влаги в зоне сушки, кг/ч;

l – расход воздуха на испарение 1 кг влаги, кг/кг,

$$l = 1000/(d_2-d_1),$$

где d_1 и d_2 – влагосодержание воздуха, г/кг.

Объем расходуемого воздуха V_B (м³/с) рассчитывается по формуле

$$V_B = LV_{y0}[R(273 + t_0)/(0,1 + \varphi P_n)10^6],$$

где R – газовая постоянная;

V_{y0} – удельный объем воздуха, м³/кг;

t_0 – температура наружного воздуха, °C;

φ_0 – относительная влажность наружного воздуха, %;

P_n – давление насыщенных паров при t_0 , Па.

Расход теплоты в воздухоподогревателе Q (Дж/ч) определяется как

$$Q = Wq,$$

где q – удельный расход теплоты, отнесенный к 1 кг испаренной влаги, Дж/кг.

$$q = l(I_1-I_0),$$

где I_1 и I_0 – энтальпия влажного воздуха до калорифера и после него (находят по i и I – диаграмме).

Расход пара D (кг/с) на сушку рассчитывается по формуле

$$D = Q/(i-i_k),$$

где i и i_k – энтальпия греющего пара и конденсата, Дж/кг.

Площадь ленточной сушилки F_c (м²)

$$F_c = \Pi/q_{y0},$$

где q_{y0} – удельная производительность сушилки по сухому продукту, кг/м².

Общая длина лент сушилки lc (м)

$$lc = F_c/b,$$

где b – ширина ленты, м.

Лекция 12 ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ

План лекции

1. Основы процессов разделения жидких смесей
2. Способы перегонки
3. Материальный и тепловой баланс ректификационных установок
4. Схемы ректификационных установок

1. Основы процессов разделения жидкостей смесей

1.1. Термины и определения

Перегонка и ректификация – способы разделения однородных жидких смесей по критерию летучести компонентов.

Летучесть компонента определяется температурой его кипения: чем выше температура, тем выше летучесть.

Перегонка используется для грубого разделения смеси. Исходная смесь разделяется на *дистиллят*, обогащенный легколетучим компонентом, и *кубовый остаток*.

1.2. Законы Рауля и Дальтона

В простейшем случае исходная смесь состоит из двух компонентов. Такая смесь называется бинарной.

Число степеней свободы бинарной смеси

$$C = K + 2 - \Phi = 2 + 2 - 2 = 2,$$

где K – число компонентов ($K = 2$);

Φ – число фаз ($\Phi = 2$).

Состояние системы определяют три независимых параметра: давление p , температура t , концентрация x . При выборе любых двух параметров определяется значение третьего. Следовательно, равновесную зависимость можно представить, используя две переменные величины (p и x , t и x , p и t , x и y).

Смеси с неограниченной растворимостью компонентов по своему поведению делятся на идеальные и реальные (растворы).

Идеальными смесями называются такие, смешение компонентов которых происходит без выделения и поглощения теплоты и без изменения объема смеси.

Рассмотрим бинарную жидкую смесь, состоящую из легколетучего компонента A и труднолетучего компонента B . Давление насыщенного пара чистых компонентов A и B соответственно обозначим P_A и P_B .

Идеальные смеси подчиняются закону Рауля, который гласит, что парциальное давление компонента в паре пропорционально мольной доле компонента в жидкости:

$$P_A = P_A x; p_B = P_B (1-x),$$

где P_A, P_B – парциальные давления компонентов A и B ;

$x, (1-x)$ – мольные доли компонентов A и B в жидкой смеси.

Общее давление в системе по **закону Дальтона** равно сумме парциальных:

$$P = P_A x + P_B(1-x) = P_B + (P_A - P_B)x,$$

откуда

$$x = (P - P_B) / (P_A - P_B).$$

Из уравнений видно, что при постоянной температуре парциальное давление компонентов и общее давление паров над жидкой смесью находятся в линейной зависимости от мольной доли x легколетучего компонента.

Изотермы парциальных давлений компонентов и общего давления изображены на рисунке. Прямые OB и CA показывают изменение парциальных давлений компонентов (P_A и P_B), прямая AB – изменение общего давления над раствором. Вертикальные отрезки OA и CB определяют давление насыщенных паров чистых компонентов (P_B и P_A).

Согласно закону Дальтона, парциальное давление компонента в паре пропорционально мольной доле этого компонента в паре:

$$p_A = P y, \quad p_B = P(1-y),$$

где P – общее давление в системе;

y , $(1-y)$ – мольные доли компонентов A и B в паровой смеси.

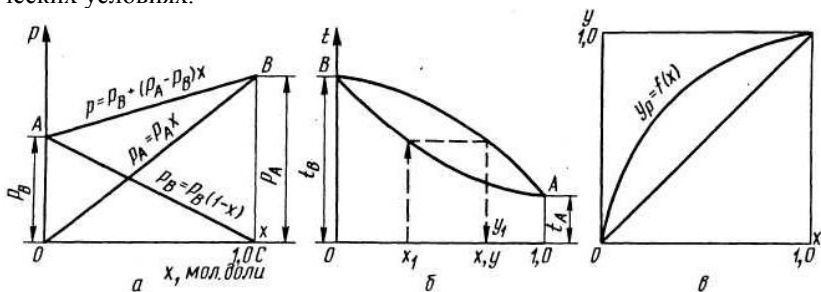
Для условия равновесия имеем

$$P_A x = P y; \quad P_B (1-y) = P(1-y),$$

откуда

$$y = (P_A/P)x \text{ или } 1-y = (P_B/P)(1-x).$$

Обычно процессы перегонки и ректификации проводят в изобарических условиях.



Диаграммы равновесия жидкость – пар для идеальных смесей:

а – изотермы парциальных давлений компонентов и общего давления под смесью;
б – диаграммы $t - xy$; в – диаграммы $y - x$

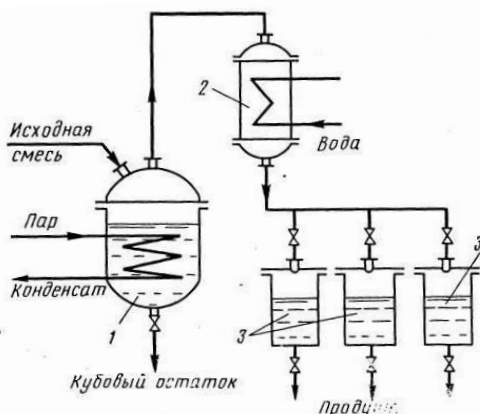
Реальные жидкие смеси характеризуются теплотами смешения компонентов, изменением объема при смешении, и их поведение в большинстве случаев не подчиняется закону Рауля. В этих смесях следует учитывать силы взаимодействия молекул паровой фазы, их собственный объем и т.д.

Отклонение от закона Рауля может быть положительным или отрицательным. В случае положительного отклонения общее давление над раствором больше, чем следует по закону Рауля для идеальных смесей, а при отрицательном – меньше. В первом случае линия общего давления проходит выше прямой для идеального раствора, во втором случае – ниже.

2. Способы перегонки

2.1. Простая перегонка

Простая перегонка проводится с отбором фракций, с дефлегмацией, с водяным паром или под вакуумом.



Установка для простой перегонки:

1 — куб; 2 — конденсатор; 3 — сборники дистиллята

2.2. Фракционная перегонка

Фракционная перегонка заключается в постепенном испарении жидкости, находящейся в перегонном кубе. Образовавшиеся пары отводятся в холодильник и там конденсируются, а дистиллят собирается в сборнике. Кубовый остаток удаляется из куба после окончания процесса. Обогрев куба осуществляется насыщенным водяным паром или дымовыми газами.

При испарении смеси содержание легколетучего компонента в дистилляте не-

прерывно уменьшается от максимального в начале до минимального в конце перегонки. Это позволяет получать несколько фракций дистиллятов различного состава и собирать их в разные сборники. Способ перегонки с разделением смеси на несколько фракций, в различной степени обогащенных летучим компонентом, называется **фракционной перегонкой**.

2.3. Перегонка с водяным паром

Перегонку с водяным паром проводят с целью понижения температуры кипения исходной смеси веществ, кипящих при температурах выше 100 °С, компоненты которой нерастворимы в воде. При такой перегонке отгоняемый компонент получается обычно в виде смеси с водой при температуре кипения или атмосферном давлении.

Общее давление паров над смесью равно сумме давлений чистых компонентов при той же температуре ($P = P_A + P_B$). Следовательно, при атмосферном давлении парциальное давление водяного пара над смесью $P_B = P - P_A < P$.

На рисунке показана диаграмма для определения температур кипения при перегонке с водяным паром, которая определяется как точки пересечения кривой упругости водяного пара с кривыми упругости различных жидкостей.

По диаграмме температура перегонки бензола с водяным паром при атмосферном давлении составляет 69,5 °С, а при $p = 0,0395$ МПа – около

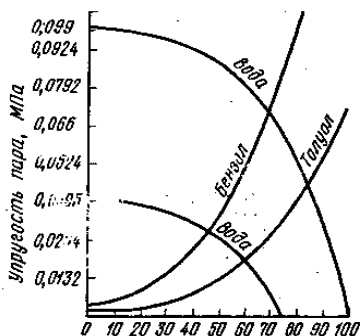


Диаграмма для определения температуры кипения при перегонке с водяным паром

46 °С, толуола при атмосферном давлении – 85 °С.

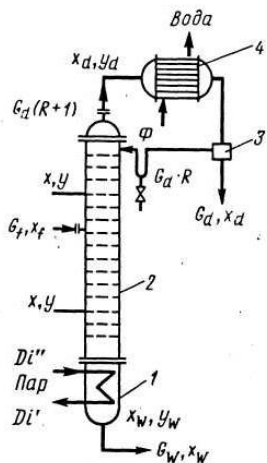
Схема установки для перегонки с водяным паром показана на рисунке. Исходная смесь загружается в перегонный куб, в рубашку которого подается глухой насыщенный водяной пар. Внутри куба в исходную смесь барботируется острый водяной пар. Пары, образующиеся при кипении смеси, поступают в конденсатор и далее в сепаратор, где конденсат разделяется. Из сепаратора удаляются вода и нерастворившийся в воде легколетучий компонент, который собирается в сборнике.

2.4. Молекулярная перегонка

Молекулярная перегонка используется для разделения компонентов, кипящих при высоких температурах и не обладающих необходимой термической стойкостью. Процесс проводится под глубоким вакуумом, соответствующим остаточному давлению 1,31...0,131 Па.

Молекулярная перегонка протекает путем испарения жидкости с ее поверхности. Процесс осуществляется на близрасположенных поверхностях испарения и конденсации, причем расстояние между ними (обычно 20...30 мм) должно быть меньше длины свободного пробега молекул.

3. Материальный и тепловой баланс ректификации



К составлению материального и теплового балансов ректификации:

1 — куб; 2 — колонна; 3 — разделительный стакан; 4 — дефлегматор

Материальный и тепловой балансы ректификации составляются по принципиальной схеме. В колонну ректификационной установки поступает исходная смесь, которая разделяется в результате ректификации на дистиллят и кубовый остаток. Выходящие из колонны пары конденсируются в дефлегматоре и попадают в сосуд 3, где разделяются на две части: одна, так называемая флегма Φ , направляется на орошение колонны, а другая отбирается в виде продукта – дистиллята. Материальный баланс описывается следующими уравнениями:

$$G_f = G_d + G_w;$$

по легколетучему компоненту

$$G_f x_f = G_d x_d + G_w x_w.$$

Из уравнений определяются количества дистиллята и кубового остатка

$$G_d = G_f \frac{x_f - x_w}{x_d - x_w};$$

$$G_w = G_f \frac{x_d - x_f}{x_d - x_w}.$$

Тепловой баланс ректификационной колонны непрерывного действия выражается равенством

$$Q_1 + G_f c_f t_1 + R G_d c_d t_d = G_d (R+1)(r_d - c_d t_d) + G_w c_w t_w + Q_n,$$

где Q_1 – расход теплоты в кубе, Дж/ч;

c_f, c_d, c_w – теплоемкости соответственно исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, Дж/(кг·К);

t_f, t_d, t_w – температуры соответственно исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, К;

r_d – теплота парообразования дистиллята, Дж/кг;

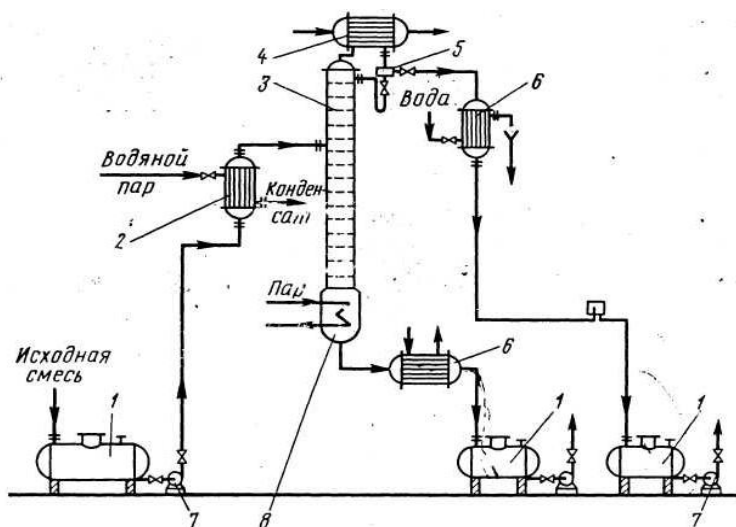
Q_n – потери теплоты в окружающее пространство, Дж/ч.

4. Схемы ректификационных установок

Любая ректификационная установка состоит из колонной части, в которой расположены тарелки или насадка, и кипятильника (куба), представляющего собой кожухотрубчатый или змеевиковый теплообменник. Кипятильник может быть встроенным в нижнюю колонную часть либо вынесенным за пределы колонны.

В пищевой промышленности главным образом используются тарельчатые и насадочные ректификационные колонны.

Ректификационная установка непрерывного действия. Исходная смесь, нагретая в подогревателе, подается на тарелку питания ректификационной колонны и за счет теплоты, поступающей из кипятильника, разделя-



Ректификационная установка непрерывного действия:

1 — сборники; 2 — подогреватель; 3 — ректификационная колонна; 4 — дефлегматор;
5 — разделительный сосуд; 6 — холодильники; 7 — насосы; 8 — кипятильник

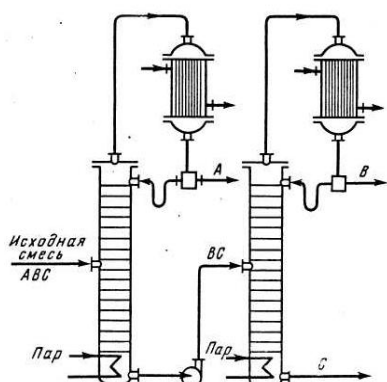
ется в результате ректификации на дистиллят и кубовый остаток. Пары, выходящие из колонны, конденсируются полностью или частично в дефлегматоре. В случае полной конденсации паров полученный дистиллят в разделительном сосуде разделяется на две части. Одна часть — флегма через гидрозатвор поступает на орошение колонны на верхнюю тарелку, вторая часть — дистиллят охлаждается в холодильнике и направляется в сборник.

В случае неполной конденсации паров в дефлегматоре они поступают в конденсатор-холодильник, где конденсируются и охлаждаются. Кубовый остаток в зависимости от его ценности либо собирается в емкости, либо как сточные воды направляется на утилизацию.

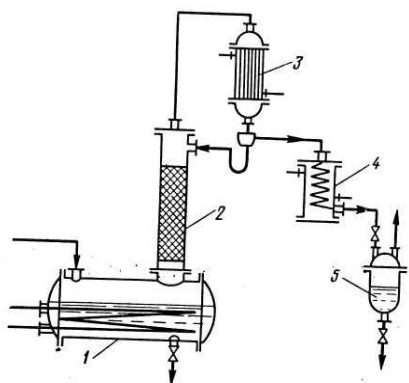
На практике часто встречаются случаи разделения исходной смеси на 3 и более части. Так, в спиртовом производстве из браги выделяют этиловый спирт, эфиральдегидную фракцию и сивушные масла.

Ректификационная установка для разделения многокомпонентной смеси показана на рисунке. Установка многоколонная, предназначена для непрерывного разделения исходной смеси на три части: *A*, *B* и *C*.

Первая колонна обеспечивает разделение смеси на $A+BC$ или $AB+C$. Для последующего разделения смеси на n частей требуется ректификационная установка, состоящая из $n - 1$ ректификационных колонн.



Ректификационная установка для разделения многокомпонентной смеси



Ректификационная установка периодического действия:
1 — кипятыльник; 2 — колонна; 3 — дефлегматор; 4 — холодильник; 5 — сборник

Ректификационная установка периодического действия. Исходная смесь загружается в кипятыльник, который обогревается насыщенным водяным паром. После нагрева смеси до температуры кипения ее пары поступают в нижнюю часть ректификационной колонны. Поднимаясь по колонне, пары обогащаются легколетучим компонентом и поступают в дефлегматор, в котором конденсируются. Как и при непрерывной ректификации, конденсат разделяется на флегму и продукт, который после охлаждения в холодильнике собирается в сборнике. После извлечения продукта кубовый остаток сливают и загружают в куб новую порцию исходной смеси.

Лекция №13 КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

План лекции

1. Основы кристаллизации
2. Материальный и тепловой баланс кристаллизации
3. Классификация кристаллизаторов

1. Основы кристаллизации

1.1. Сатика процесса

Кристаллизацией называется процесс выделения твердой фазы в виде кристаллов из растворов и расплавов. Кристаллы представляют собой твердые тела различной геометрической формы, ограниченные плоскими гранями. Кристаллы, содержащие молекулы воды, называются кристаллогидратами.

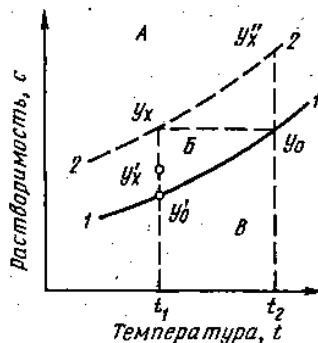
В пищевой технологии выделение твердой фазы из растворов или расплавов в виде кристаллического продукта является завершающей стадией технологического процесса получения сахарозы, глюкозы, соли и других кристаллических продуктов.

Кристаллизацию, как правило, проводят из водных растворов. При понижении температуры или удалении части растворителя уменьшается растворимость твердого вещества. Раствор становится пересыщенным, и твердое вещество выпадает из раствора в осадок.

Раствор, находящийся в равновесии с твердой фазой при данной температуре, называется **насыщенным**. В таких растворах между твердым веществом и раствором имеет место динамическое равновесие, характеризующееся тем, что в единицу времени количество частиц, растворяющихся из кристаллов и переходящих в раствор, равно числу частиц, кристаллизующихся в растворе и переходящих в твердую фазу.

Пересыщенными называются такие растворы, в которых концентрация растворенного вещества больше его растворимости. Пересыщенные растворы неустойчивы, легко переходят в насыщенные растворы. При таком переходе из пересыщенных растворов выпадает твердая фаза.

Поведение растворов с изменением их температуры, характеризуют диаграммы состояния растворов. Растворы при концентрациях, соответствующих метастабильной области, кристаллизуются очень быстро, а растворы при концентрациях, соответствующих метастабильной области, кристаллизуются сравнительно медленно в зависимости от температуры раствора, скорости отвода теп-



Диаграммы состояния растворов:

1—1 — кривые растворимости;
2—2 — границы метастабильной области; А — область лабильных растворов; Б — область метастабильных растворов; В — область стабильных растворов

лоты или скорости испарения растворителя, перемешивания и других факторов. Для растворов веществ, зависимость которых от температуры неярко выражена, переход в область пересыщенных растворов происходит только при очень значительном снижении температуры. При изменении температуры от t_2 до t_1 количество выпавшей из раствора твердой фазы невелико и пропорционально изменению концентрации раствора $y_x - y'_0$.

Пересыщение раствора может быть достигнуто и при постоянной температуре t_2 путем удаления части растворителя. При этом из раствора выпадает часть твердой фазы, пропорциональная разности концентраций $y''_x - y_0$. Следовательно, кристаллизацию таких растворов можно провести как снижением температуры раствора, так и путем удаления части растворителя.

1.2. Кинетика кристаллизации

Переход вещества из раствора в твердую фазу осуществляется путем диффузии растворенного вещества через пограничный слой, окружающий поверхность кристалла. Скорость процесса кристаллизации может определяться скоростью диффузии растворенного вещества через пограничный слой, либо скоростью слияния вещества с телом кристалла, либо зависеть от обеих стадий одновременно.

Рассмотрим процесс кристаллизации сахарозы. В процессе роста кристаллы окружены пограничным слоем пересыщенного межкристалльного раствора толщиной δ . Избыток молекул сахарозы из этого слоя пересыщенного раствора быстро выделяется на поверхности кристаллов, и раствор становится насыщенным с концентрацией сахарозы y_n . На некотором расстоянии от граней кристаллов в окружающем растворе сохраняется пересыщение с концентрацией сахарозы y_n .

Вследствие разности концентраций $y_n - y_n$ сахара диффундирует через пограничный слой раствора. Приблизившись к граням кристаллов, молекулы сахарозы переходят в кристаллическую решетку – происходит фазовый переход. Таким образом, скорость роста кристаллов обусловлена скоростью диффузии сахарозы и скоростью фазового перехода на границе раздела фаз. Если скорость фазового перехода намного выше скорости диффузии сахарозы, то лимитирующей стадией процесса кристаллизации сахарозы является ее диффузия. Скорость роста кристаллов сахарозы можно выразить уравнением

$$dM/d\tau = [DF(y_n - y_n)] / \delta,$$

где dM – количество вещества, выкристаллизованного в единицу времени;

D – коэффициент диффузии;

F – площадь поверхности кристаллов, на которых выкристаллизовывается вещество;

y_n – концентрация вещества в объеме пересыщенного раствора;

y_n – концентрация вещества у поверхности кристалла (принимается равной концентрации раствора);

δ – толщина пограничного слоя раствора, в котором концентрация изменяется от y_n до y_n .

Интегрируя уравнение, получаем

$$M = [D(y_n - y_n) F\tau] / \delta.$$

Скорость кристаллизации

$$M / F\tau = D(y_n - y_n) / \delta.$$

Толщина пограничного слоя, имея в виду ламинарный характер обтекания кристалла пересыщенным раствором,

$$\delta = (\mu v)^{0.5},$$

где μ – вязкость насыщенного раствора;

v – скорость движения кристалла в растворе.

Согласно закону Стокса, $v = 1/\mu$.

2. Материальный и тепловой баланс кристаллизации

Общий материальный баланс кристаллизации описывается формулой

$$G_n = G_{кр} + G_m + W,$$

где G_n , $G_{кр}$, G_m – количества соответственно исходного раствора, полученных кристаллов и маточного раствора, кг;

W – количество удаленной воды, кг.

Баланс по абсолютно сухому растворенному веществу

$$G_n x_n = G_{кр} a + G_m x_m,$$

где x_n , x_m – концентрации соответственно исходного и маточного растворов, массовые доли;

$a = M/M_{кр}$ – отношение молекулярных масс абсолютно сухого растворенного вещества и кристаллосольвата;

при кристаллизации без присоединения молекул воды

$$M = M_{кр}; a = 1.$$

Количество удаленного растворителя при $a = 1$ определяют по формуле

$$W = G_{кр} / G_n (1 - x_n/x_m).$$

Массовое количество образовавшихся кристаллов

$$G_{кр} = \frac{G_n (x_m - x_n)}{x_m - a}.$$

При кристаллизации раствора происходит образование кристаллической решетки и выделяется некоторое количество теплоты (теплота затвердевания), а при растворении вещества требуются затраты теплоты. Если растворяемое вещество вступает в химическое взаимодействие с растворителем с образованием гидратов, при этом выделяется теплота. Суммарный тепловой эффект кристаллизации в зависимости от теплоты затвердевания и образования гидратов может быть положительным или отрицательным.

С учетом введенных обозначений теплота кристаллизации $Q_{кр} = G_{кр} \Gamma_{кр}$, теплота гидратации $Q_c = \pm \Delta q G_m x_m$.

Согласно схеме тепловых потоков, тепловой баланс можно представить равенством

$$\begin{aligned} G_n i_p + G_{кр} \Gamma_{кр} \pm \Delta q G_m x_m + Di'' &= \\ &= G_{кр} i_{кр} + G_m i_m + Wi_{вт} + Di' + Q_n, \end{aligned}$$

откуда можно определить расход пара на кристаллизацию:

$$Q = D(i'' - i') = G_{кр} i_{кр} + G_m i_m + Wi_{вт} +$$

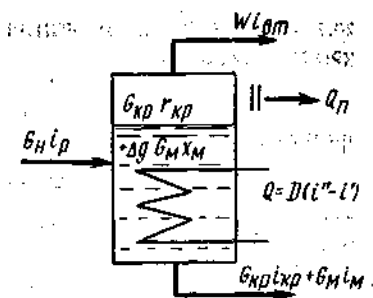


Схема тепловых потоков

$$+ Q_n - G_H i_p - G_{KP} r_{KP} \pm \Delta q G_M x_M; \\ D = Q / (i'' - i').$$

В случае охлаждения раствора расход охлаждающего агента при охлаждении водой

$$G_v = Q_{охл} / G_v c_v (t_k - t_n),$$

при охлаждении воздухом

$$L = Q_{охл} / i_k - i_n,$$

где t_k и t_n — соответственно конечная и начальная температура воды, °С;

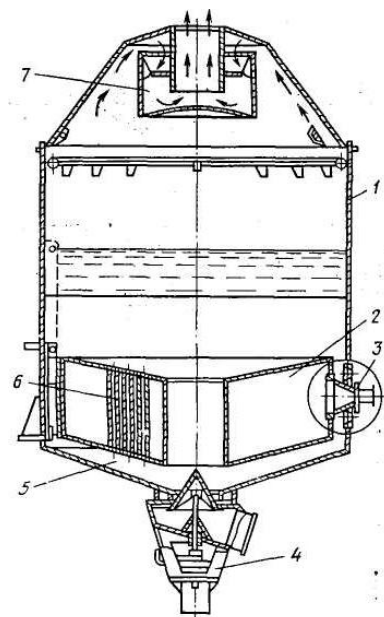
i_k и i_n — соответственно конечная и начальная энтальпии воздуха, кДж/кг.

Площади поверхности нагрева и охлаждения кристаллизаторов рассчитываются по формулам для расчета теплообменников.

3. Классификация кристаллизаторов

Кристаллизаторы делятся на аппараты периодического и непрерывного действия, а также с отгонкой части растворителя и с охлаждением раствора.

3.1. Вакуум-аппарат с подвесной греющей камерой



Вакуум-аппарат с подвесной греющей камерой:

1 — корпус; 2 — греющая камера; 3 — устройство для ввода пара; 4 — циркуляционная труба; 5 — днище; 6 — греющая труба; 7 — сепаратор инерционного типа

Греющая камера состоит из двух конических трубчатых решеток, в которых развальцованы греющие трубы. По оси греющей камеры расположена циркуляционная труба. Между корпусом греющей камеры и стенками аппарата имеется кольцевое пространство, в котором циркулирует утфель.

В вакуум-аппаратах применяется специальное устройство для подвода пара в греющую камеру, которое воспринимает температурные деформации, возникающие при расширении греющей камеры и корпуса аппарата, и обеспечивает герметичность. Это устройство состоит из конического патрубка, жестко соединенного с греющей камерой; с корпусом аппарата он соединен при помощи мембраны, воспринимающей температурные деформации.

Для улучшения циркуляции утфеля применяется способ вдувания пара в нижнюю часть греющей камеры. Для этого под основной греющей камерой встраивают дополнительную греющую камеру с отверстиями для

выхода пара. Пар, выходящий из трубок, поступает в греющие трубы основной камеры с большой скоростью, дробится на мелкие пузырьки и смешивается с утфелем, интенсифицируя тем самым циркуляцию.

Греющие камеры вакуум-аппаратов, применяемых в сахарном производстве, могут иметь различную конструкцию.

Распространение получили вакуум-аппараты с подвесными греющими камерами, верхние и нижние решетки которых выполняются коническими, сферическими, двускатными и др. Пар поступает в межтрубчатое пространство греющих камер, а увариваемый продукт перемещается внутри труб.

Диаметр греющей камеры в большинстве конструкций вакуум-аппаратов меньше диаметра корпуса аппарата. Между стенками греющей камеры и корпусом вакуум-аппарата образуется кольцевое пространство, по которому циркулирует утфель.

3.2. Кристаллизаторы непрерывного действия

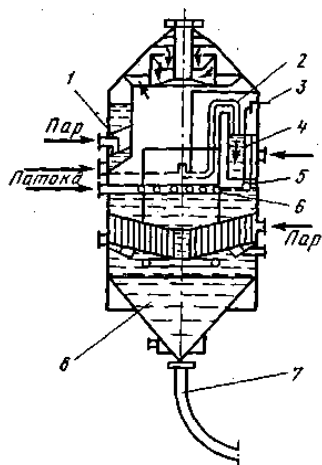
Эти аппараты состоят из концентратора, кристаллогенератора и камеры роста кристаллов. Конструкция аппарата должна обеспечивать интенсивную циркуляцию, препятствующую осаждению кристаллов в аппарате, улучшающую теплоотдачу и обеспечивающую получение равномерных по величине кристаллов.

На рисунке показана схема кристаллизатора, применяемого в сахарной промышленности.

Концентратор и кристаллогенератор выполнены в виде кольцевых сегментов, с трубчатой поверхностью нагрева. Концентратор герметически отделен от других узлов аппарата, что позволяет создавать в нем избыточное давление, не зависящее от давления в других частях аппарата.

Кристаллогенератор верхней открытой частью соединен с надутфельным пространством камеры роста кристаллов. Камера роста кристаллов выполнена в виде цилиндра, снабженного типовой поверхностью нагрева. При помощи цилиндрической и радиальных перегородок она разделена на четыре секции.

При установившемся режиме патока поступает в концентратор и в камеру роста кристаллов. В концентраторе при повышении давления патока сгущается при температуре, превышающей температуру кристаллообразования на 10...15°C, поступает в кристаллогенератор, где она вскипает. При этом удаляется часть растворителя и снижается температура, что приводит к резкому росту коэффициента пересыщения. При циркуляции патоки происходит



Кристаллизатор непрерывного действия:

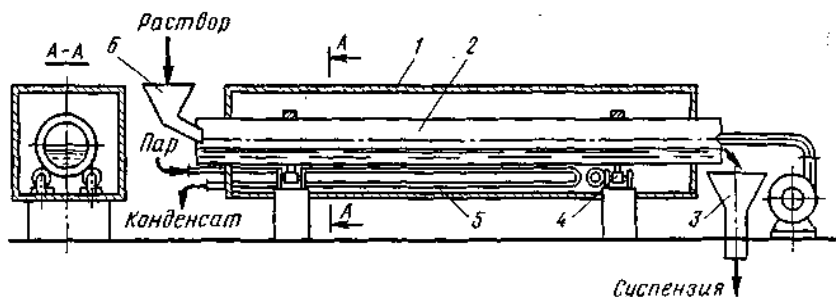
1 — концентратор; 2 — труба; 3 — штуцер для регулирования положения трубы; 4 — кристаллогенератор; 5 — сливная труба; 6 — барботер; 7 — выгрузочное устройство; 8 — камера роста кристаллов

интенсивное образование кристаллов. Содержание кристаллов регулируется величиной перегрева патоки в концентраторе и количеством подаваемого в кристаллогенератор пара.

Утфель, полученный в кристаллогенераторе, непрерывно поступает в первую секцию камеры роста кристаллов, куда также непрерывно поступает патока. Утфель перетекает из первой секции в четвертую, уваривается и через выгрузочное устройство непрерывно удаляется из аппарата. Управление работой аппарата осуществляется автоматически.

3.3. Барабанные кристаллизаторы

Барабанные кристаллизаторы бывают с водяным и воздушным охлаждением. При воздушном охлаждении кристаллы получаются более крупными за счет низкого коэффициента теплоотдачи от раствора к воздуху, но при этом производительность кристаллизатора значительно ниже, чем при водяном охлаждении.



Барабанный кристаллизатор:

1 — кожух; 2 — барабан; 3 — приемник суспензии; 4 — ролик; 5 — змеевик; 6 — воронка

Барабанный кристаллизатор представляет собой вращающийся цилиндрический барабан, наклоненный по ходу раствора к горизонту. Раствор поступает с верхнего конца барабана, а кристаллы выгружаются с нижнего конца.

При вращении барабана кристаллизатора раствор смачивает стенки, увеличивая тем самым площадь поверхности испарения воды.

Барабан заключен в кожух, в который подаются охлаждающая вода либо воздух.

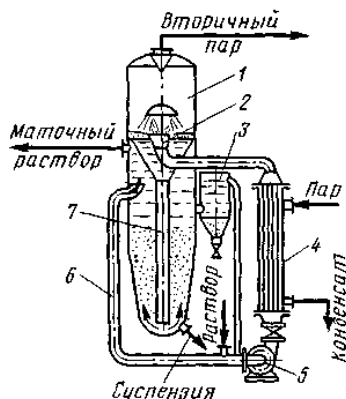
Теплоноситель движется в кожухе противотоком к раствору. Расход охлаждающей воды составляет примерно 5 м^3 на 1 м^3 раствора. Для предотвращения образования кристаллов на стенках в некоторых конструкциях предусмотрен обогрев нижней части барабана. Для этого в кожухе прокладывают обогревательные трубы.

3.4. Кристаллизаторы с псевдоожиженным слоем

Кристаллизаторы с псевдоожиженным слоем позволяют интенсифицировать процесс. Кристаллизация может проводиться как с удалением части растворителя путем его испарения, так и при охлаждении раствора.

Исходный раствор смешивается в циркуляционной трубе с циркулирующим маточным раствором, смесь нагревается в теплообменнике и поступает через трубу вскипания в аппарат, где происходит интенсивное парообразование. Пересыщенный раствор опускается в нижнюю часть кристаллизатора. Здесь за счет циркуляции раствора создается псевдооживленный слой. Образовавшиеся крупные кристаллы (до 2 мм) оседают на дно и выводятся из аппарата, а мелкие продолжают расти либо удаляются через сборник 3.

Интенсивное перемешивание суспензии в псевдооживленном слое увеличивает скорость диффузии вещества в растворе и ускоряет процесс роста кристаллов. При этом уменьшается степень пересыщения раствора и скорость роста кристаллов оказывается большей, чем скорость образования центров кристаллизации. При кристаллизации в псевдооживленном слое получают кристаллы более низкого фракционного состава, чем при других методах.



Кристаллизатор с псевдооживленным слоем:

1 — корпус; 2 — труба вскипания; 3 — сборник; 4 — теплообменник; 5 — насос; 6 — циркуляционная труба; 7 — центральная труба

Лекция №14 ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ ТВЕРДОГО ПИЩЕВОГО СЫРЬЯ

План лекции

1. Теоретические основы измельчения
2. Конструкции измельчителей
3. Методика расчета измельчителей
4. Разделение смеси в центробежных силах

1. Теоретические основы измельчения

1.1. Термины и определения

Измельчением называется процесс увеличения поверхности твердых материалов, путем их раздавливания, раскалывания, истирания, удара и других воздействий. 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.

Способ 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.

Резанию 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_K :

$$i = d_H / d_K.$$

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.

1.2. Законы измельчения

Измельчение осуществляется под действием внешних сил, преодолевающих силы взаимного сцепления частиц материала. При дроблении куски твердого материала сначала подвергаются объемной деформации, а затем разрушаются по ослабленным дефектам (макро- и микротрещинами) сечением с образованием новых поверхностей. Куски продуктов дробления, ослабленные трещинами, значительно мельче исходных. Поэтому с увеличением степени измельчения возрастает расход энергии на измельчение.

Согласно гипотезе академика П.А. Ребиндера, затраты энергии A (Н·м) на измельчение какого-либо продукта для получения конечного продукта, состоящего из частиц определенной дисперсности, могут быть выражены формулой

$$A = K + (\sigma_p^2 V / 2E) m_y + k_p \Delta S a,$$

где K – энергия, расходуемая на процессы деформации и образования продуктов износа рабочих органов измельчающей машины (Н·м);

σ_p – разрушающее напряжение измельчаемого материала, Н/м²;

V – объем измельчаемого материала, м³;

E – модуль упругости измельчаемого материала Н/м²;

m_y – число циклов деформации частиц;

k_p – энергия на образование 1 м² новой поверхности для данного материала, Н/м²;

$\Delta S = S_K - S_H$ – вновь образованная поверхность (S_K, S_H – общая поверхность материала после и до измельчения), м²;

a – безразмерный коэффициент, характеризующий для машины данной конструкции процесс образования новой поверхности:

$$a = (S_K S_H)^n = i^n,$$

где n – показатель степени, зависящий от условий измельчения.

Коэффициент полезного действия процесса измельчения определяется выражением

$$\eta_i = K_p \Delta S a / K (m_y \sigma_p V / 2E) + K_p \Delta S a.$$

Анализ этих уравнений показывает, что для уменьшения энергозатрат следует стремиться к уменьшению упругих деформаций рабочих

органов дробилок и повышению их износостойкости, к уменьшению числа циклов деформаций (m_y) частиц измельчаемого материала и к снижению разрушающих напряжений измельчаемого продукта.

Процессы измельчения связаны с затратами 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

$$A = A_d + A_{II} = K_1 \Delta V + K_2 \Delta S$$

где A_d – работа, затрачиваемая на деформацию объема разрушаемого куска, Дж;

A_{II} – 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;

ΔS – приращение вновь образованной поверхности.

На основании закона Гука работу деформации (Н·м) материала при сжатии можно определить по соотношению

$$A_d = \sigma^2 \Delta V / 2E,$$

где ΔV – уменьшение объема кусков материала в результате их деформации перед разрушением, м³;

σ – разрушающее напряжение сжатия, Н/м²;

E – модуль упругости материала, Н/м².

Как видно из уравнения, работа, затрачиваемая на разрушение материала, зависит от разрушающего напряжения и модуля упругости материала:

$$A = \sigma^2 \Delta V / 2E + K_2 \Delta S.$$

В случае крупного дробления с малой степенью измельчения можно пренебречь работой, затрачиваемой на образование новой поверхности, и учитывая, что $\Delta V \sim D^3$, получим

$$A = K_1 \Delta V = K'_1 D^3,$$

где D – характерный размер куска.

Уравнение 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, учиты-

вая, что $\Delta S \sim D^2$,

$$A = K_2 \Delta S = K'_2 D^2.$$

Это уравнение является выражением гипотезы Риттингера, согласно которой работа дробления пропорциональна величине вновь образованной при дроблении 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:

$$A_{\text{полн}} = A_{\text{сж}} + A_n,$$

где $A_{\text{сж}}$ – работа, затрачиваемая на сжатие продукта;

A_n – полезная работа резания, Дж.

Работа сжатия

$$A_{\text{сж}} = \mathcal{E} h_{\text{сж}} / h,$$

где $\mathcal{E}$ – условный модуль сжатия материала лезвием ножа, Дж;

$h_{\text{сж}}$ – высота сжатого слоя, м;

h – первоначальная высота слоя материала, м.

Полезная работа

$$A_n = F_{\text{рез}} (h - h_{\text{сж}}),$$

где $F_{\text{рез}}$ – усилие резания.

Обычно пользуются понятием «удельное усилие резания», которое представляет собой усилие, отнесенное к 1 м длины лезвия ножа. Так, 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.

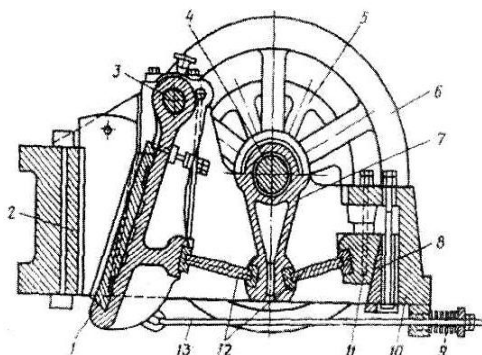
2. Конструкции измельчителей

Каждый тип измельчителей охватывает большую группу машин, отличающихся конструктивным исполнением и схемой организации рабочего процесса (например, дробилки – молотковые, щёковые, конусные, дезинтеграторы). Чаще других применяются молотковые дробилки. Простота устройства, высокая надежность в работе, компактность установки, динамичность рабочих режимов, высокие скорости рабочих органов и непосредственное соединение вала машины с электродвигателем обусловили возможность широкого применения их во всех отраслях народного хозяйства.

Наряду с этим молотковым дробилкам свойственны существенные недостатки: высокая энергоемкость, неравномерность гранулометрическо-

го состава получаемого продукта с повышенным содержанием переизмельченных частиц, интенсивный износ рабочих органов.

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.



Щековая дробилка: 1 – подвижная щека; 2 – неподвижная щека; 3 – ось подвижной щеки; 4 – эксцентриковый вал; 5 – шкив; 6 – маховик; 7 – шатун; 8, 11 – регулировочные клинья; 9 – пружина; 10 – станина; 12 – рычаги; 13 – тяга.

Конструкция дробилки показана на рисунке. 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 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 обратное движение щеки. Коленчатый рычаг, образуемый шатуном и распорными плитами, является основой конструкции дробилки и позволяет получать очень большие давления.

Щековая дробилка проста и надежна в работе, однако наличие в ней неуравновешенных качающихся масс требует установки ее на тяжелых фундаментах. Работа дробилки сопровождается сильным пылеобразованием и шумом, а процесс дробления – образованием мелочи.

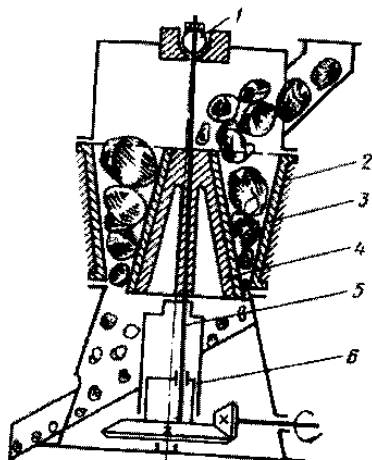
Основными параметрами работы щековых дробилок являются угол между щеками, называемый углом захвата; частота вращения вала; производительность и расход энергии.

От величины угла захвата зависит степень измельчения, которая возрастает с его увеличением. Для того чтобы куски материала, поступающие в дробилку, не выталкивались из камеры измельчения, должно соблюдаться условие $\alpha < 2\varphi$, где φ – угол трения материала. Обычно угол захвата принимается в пределах $15 \dots 22^\circ$.

Продолжительность отхода подвижной щеки из крайнего левого положения в крайнее правое при n оборотах $\tau = 30/n$. За это время материал в камере дробилки пройдет путь $S = g\tau^2/2 = (g/2)(30/n)^2 = 450g/n^2$.

Гиравционные (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. 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.



Гиравционная дробилка: 1 – шаровая опора; 2 – корпус; 3 – броневая плита; 4 – головка; 5 – вертикальный вал; 6 – эксцентрик

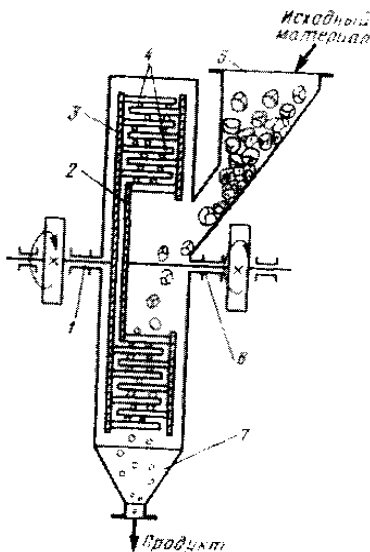


Схема дезинтегратора:
1, 6 – валы; 2, 3 – диски; 4 – пальцы – била; 5 – загрузочная

В **дезинтеграторах** и **дисембраторах** на дисках по концентрическим окружностям расположены пальцы-била. Каждый ряд пальцев одного диска расположен с небольшим зазором между двумя рядами пальцев другого диска.

Материал поступает в машину через загрузочный бункер и измельчается за счет ударов вращающихся пальцев. Измельченный материал высыпается через разгрузочную воронку, расположенную в нижней части машины. Частота вращения дисков 200-1200 мин⁻¹. Производительность таких машин колеблется от 0,5 до 20 т/ч.

Дисембраторы 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.

3. Методика расчета измельчителей

3.1. Мощность процесса

Распределение затрат энергии по отдельным элементам рабочего процесса дробилки характеризуется уравнением баланса мощности

$$N = N_{изм} + N_{ц} + N_{х,х}$$

где $N_{изм}$ – мощность, расходуемая непосредственно на разрушение материала, Вт;

$N_{х,х}$ – мощность холостого хода дробилки, Вт;

$N_{ц}$ – мощность, расходуемая на создание циркуляции материала в камере, Вт.

Расход мощности на преодоление полезных сопротивлений составляет

$$N_{изм} = q_p A_{изм}$$

где q_p – заданная производительность дробилки, кг/с;

$A_{изм}$ – работа, расходуемая на измельчение материала, Дж/кг.

Мощность $N_{изм}$ может быть выражена через конструктивные параметры дробилки:

$$N_{изм} = q_p \psi DL (1 + f_{сл}) v_{отн}^2$$

При этом производительность дробилки принимается пропорциональной площади диаметрального сечения DL дробилки.

Расход мощности на циркуляцию определяют следующим образом. Барабан дробилки, создавая воздушный поток и обеспечивая циркуляцию материала в камере, работает подобно вентилятору, у которого в качестве лопастей служат молотки, навешанные на штыри. При холостом ходе дробилки расход мощности N_B на вентиляцию равен

$$N_B = k_B v_m^3$$

где k_B – опытный коэффициент, учитывающий конструкцию и режим работы данного вентилятора ($k_B = 0,05$);

v_m – окружная скорость по концам молотков, м/с.

При рабочем ходе дробилки расход мощности на вентиляцию несколько возрастает, так как барабан (вентилятор) будет дополнительно расходовать энергию на перемещение слоя материала. Увеличение расхода мощности учитывают, вводя коэффициент концентрации материала $\mu_{ц}$ (кг/кг).

При этом расход мощности на циркуляцию будет

$$N_{ц} = k_B (1 + K_{ц} \mu_{ц}) v_m^3$$

где $K_{ц}$ – кратность циркуляции материала.

Расход мощности $N_{х,х}$ на холостой ход в формуле предусматривает работу барабана со снятыми молотками, так как затраты энергии на создание воздушного потока учтены вторым слагаемым ($N_{ц}$) этого выражения.

Однако из-за отсутствия экспериментальных данных при расчетах часто принимают расход мощности на холостом ходу дробилки в размере 15...20% от $N_{изм}$, включая сюда и расход на вентиляцию.

С учетом этого замечания полный расход мощности составит

$$N = (1,15 \dots 1,2) N_{изм}$$

3.2. Производительность дробилки

Расчетная секундная производительность дробилки может быть определена в зависимости от конструктивных размеров барабана по следующей формуле:

$$q_p = \pi D L h_{cl} \rho \mu_c / t,$$

где t – продолжительность пребывания материала в камере, т.е. время его обработки, с.

Числитель правой части уравнения представляет собой массу циркулирующей загрузки.

Из выражения следует, что при выбранном режиме работы, от которого зависят численные значения толщины h_{cl} циркулирующего слоя и концентрации μ_c частиц в нем, производительность дробилки прямо пропорциональна площади DL диаметрального сечения барабана. С учетом этого формулу для расчета производительности молотковых дробилок можно представить в виде

$$q_p = k_{изм} DL,$$

где $k_{изм}$ – коэффициент пропорциональности, характеризующий выход готового продукта с 1 м^2 площади диаметрального сечения камеры, $\text{кг}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$. Для зерновых дробилок $k_{изм} = 2,4 \dots 2,6$.

Производительность молотковой дробилки на измельчении зерна можно определить по эмпирической формуле

$$q = (2-8) 10^{-5} \rho D^2 L \omega.$$

3.3. Техничко-экономические показатели

Для сравнительной оценки проектируемой дробилки и выбора оптимальных режимов работы важное значение имеет технико-экономическая характеристика машины. С этой целью определим показатели, которые могут быть использованы для общей оценки конструкции.

Энергоемкость $\mathcal{E}_n$ ($\text{кВт} \cdot \text{ч}/\text{т}$) процесса с учетом достигнутой степени измельчения

$$\mathcal{E}_n = N_{изм} / Q \lambda,$$

где $N_{изм}$ – мощность, расходуемая на измельчение (за вычетом потерь холостого хода), кВт ;

Q – производительность, $\text{т}/\text{ч}$.

Удельный расход энергии W ($\text{Дж}/\text{кг}$) показывает, насколько полно используется мощность установленного двигателя, и определяется по формуле

$$W = N_{прис} / q,$$

где $N_{прис}$ – присоединенная мощность, кВт ;

q – производительность дробилки, $\text{кг}/\text{с}$.

Лекция №15 УПЛОТНЕНИЕ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

План лекции

1. Теоретические основы уплотнения твердых материалов
2. Оборудование для прессования
3. Инженерные расчеты прессов

1. Теоретические основы уплотнения твердых материалов

1.1. Термины и определения

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.

Физическая сущность прессования сводится к сближению и сцеплению частиц твердой фазы, т.е. к уплотнению и упрочению разрыхленной массы путем механического давления.

В качестве характеристики брикетируемости (гранулируемости) служит степень уплотнения $\lambda_{\text{упл}}$, представляющая собой отношение объема V порции материала до прессования к объему V_K полученного брикета. При уплотнении в камере с постоянной площадью поперечного сечения будет справедливо выражение

$$\lambda_{\text{упл}} = V/V_K = h/h_K,$$

где h и h_K – высота слоя до и после прессования в камере постоянного сечения.

Если плотность рыхлого материала обозначить через ρ_0 (кг/м³), а плотность полученного монолита ρ (кг/м³), то степень уплотнения

$$\lambda_{\text{упл}} = M\rho/(\rho_0 M) = \rho/\rho_0,$$

где M – масса брикета.

1.2. Уравнение распределения давления прессования

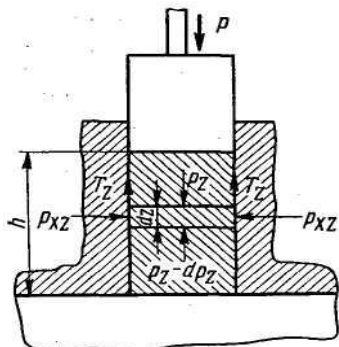


Схема сил, действующих на элементарный слой брикета

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 $F dp_z = f p_z \Pi dz$.

2. Оборудование для прессования

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.

Прессуемый материал помещается между подвижной и неподвижной плитами.

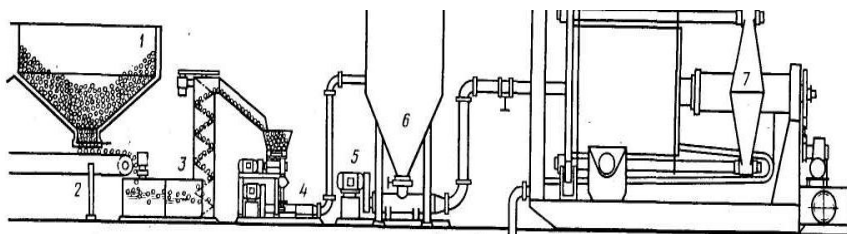
Сила давления, создаваемая поршнем на материал, прямо пропорциональна его площади:

$$P = pF,$$

где p – давление в гидросистеме, Н/м²;

F – площадь поршня, м².

Гидравлические прессы широко применяются при переработке фруктов и овощей с целью получения соков, для производства ликеров и эссенций.

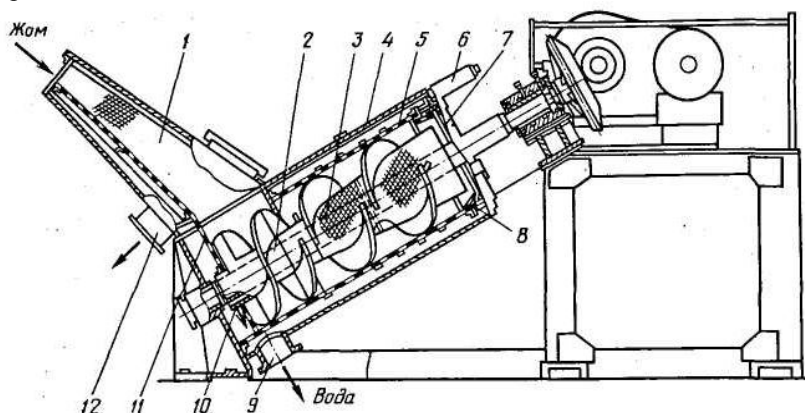


Установка для переработки фруктов на сок с гидравлическим прессом:
1 – бункер; 2 – конвейер; 3 – установка для мойки и удаления косточек; 4 – насос-измельчитель; 5 – насос для мезги; 6 – бункер-накопитель; 7 – пресс

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 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 через цилиндрическое сито и удаляется через штуцер 9, другая часть воды проходит через сито 3 в полую часть вала шнека и удаляется через отверстие 10 и штуцер 9. 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.



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

Горизонтальные и наклонные прессы имеют аналогичную конструкцию. В отличие от горизонтальных прессов в наклонных не происходит частичного смещения отжатого жома с удаляемой жидкостью.

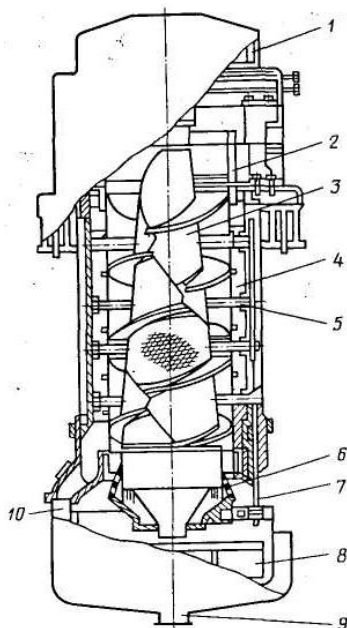
Вертикальный шнековый пресс. Основной частью пресса является полый вертикальный шнек, установленный в специальных траверсах. На кожухе шнека с противоположных сторон расположены контролопасти, которые входят в промежутки между лопастями шнека и препятствуют вращению материала вместе со шнеком. Контролопасти 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.

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, образующую коническим и цилиндрическим ситами, при помощи скребков выгружается из шнека.

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. Такое сложное движение ча-



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

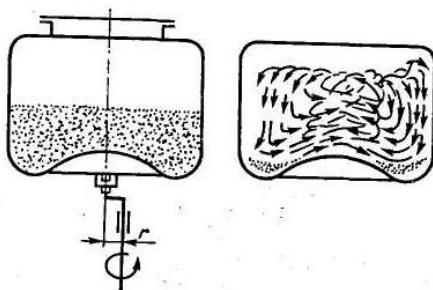


Схема движения частиц в дражировочном грануляторе

ши 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 пудры, порошка какао, кофе.

3. Инженерные расчеты прессов

Производительность прессов по отжатому жому определяется по выражению

$$Q = p\varphi Ft(n/60),$$

где p – плотность отжатого жома, кг/м³;

φ – отношение площади, занятой прерывистыми витками шнека, к площади винтовой поверхности;

F – площадь кольцевого выходного отверстия или в случае перфорированного диска сумма площадей свободного сечения диска, м²;

t – шаг витка шнека в выходной щели, м;

n – частота вращения шнека, мин⁻¹.

Мощность привода пресса (кВт) складывается из ряда составляющих:

$$N = (N_c + N_k + N_g + N_{сжс} + N_n) / \eta_{np},$$

где N_c , N_k , N_g , $N_{сжс}$, N_n – мощность, необходимая для преодоления сил трения продукта соответственно по ситовому корпусу, поверхности корпуса, поверхности витков шнека, для сжатия жома, перемещения жома;

η_{np} – коэффициент полезного действия привода.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Н.И. Гельперин. – М.: Химия, 1981. – 811 с.
2. Геккер И.Е. Процессы и аппараты пищевых производств / И.Е. Геккер. – М.: Госторгиздат, 1963. – 292 с.
3. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1992. – Т.1. – 416 с.
4. Жужжиков В.А. Фильтрование: теория и практика разделения суспензий / В.А. Жужжиков. – М.: Химиздат, 1980. – 397 с.
5. Жужжиков В.А. Фильтрование / В.А. Жужжиков. – М.: Химия, 1980. – 420 с.
6. Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевых производств / Г.Д. Кавецкий, А.В. Королев. – М.: Агропромиздат, 1991. – 432 с.
7. Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевых производств / Г.Д. Кавецкий, В.В. Васильев. – М.: Колос, 2000. – 551 с.
8. Кавецкий Г.Д. Технологические процессы и производства / Г.Д. Кавецкий, А.В. Воробьева. – М.: Колос, 2006. – 368 с.
9. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / А.Г. Касаткин. – М.: Альянс, 2005. – 753 с.
10. Кондратов А.Ф. Практикум по механизации животноводства и переработки сельскохозяйственной продукции / А.Ф. Кондратов, М.Н. Мефодьев, В.П. Ожигов. – Новосибирск: НГАУ, 2002. – Ч.1. – 62 с.
11. Кондратов А.Ф. Расчет технологической линии первичной обработки молока / А.Ф. Кондратов, В.П. Ожигов М.Н. Мефодьев, А.П. Лисица. – Новосибирск: НГАУ, 2003. – 28 с.
12. Кондратов А.Ф. Механизация животноводства / А.Ф. Кондратов, В.П. Ожигов М.Н. Мефодьев, Н.А. Петухов. – Новосибирск: НГАУ, 2005. – 552 с.
13. Кондратов А.Ф. Практикум по механизации животноводства и переработки сельскохозяйственной продукции / А.Ф. Кондратов, М.Н. Мефодьев, В.П. Ожигов. – Новосибирск: НГАУ, 2006. – Ч.2. – 32 с.
14. Космодемьянский Ю.В. Процессы и аппараты пищевых производств / Ю.В. Космодемьянский. – М.: Колос, 1997. – 208 с.
15. Кук Г.А. Процессы и аппараты молочной промышленности / Г.А.Кук. – М.: Пищ. пром-сть, 1973. – 768 с.
16. Липатов Н.Н. Процессы и аппараты пищевых производств / Н.Н. Липатов. – М.: Экономика, 1987. – 272 с.
17. Логинов А.В. Практикум по процессам и аппаратам химических и пищевых производств: учеб. пособие / А.В. Логинов, Л.Н. Ананьев, Ю.В. Красовицкий, Е.В. Энтин. – Воронеж.: Воронеж. гос. технол. акад., 2003. – 336 с.
18. Лукьяненко В.М. Промышленные центрифуги / В.М. Лукьяненко, А.В. Таропец. – М.: Химия, 1974. – 376 с.
19. Лунев В.Д. Фильтрование в химической промышленности / В.Д. Лунев, Ю.А. Емельянов. – Л.: Химия, 1982. – 72 с.

20. Малахов Н.Н. Процессы и аппараты пищевых производств / Н.Н. Малахов, Ю.М. Плаксин, В.А. Карин. – Орел: ГТУ, 2001. – 687 с.
21. Машиностроение: энциклопедия. Т.IV–XVII: Машины и оборудование пищевой и перерабатывающей промышленности / С.А. Мачихин, В.Б. Акопян, С.Т. Антипов; под ред. С.А. Мачихина. – М.: Машиностроение, 2003. – 736 с.
22. Машины и аппараты пищевых производств: учеб. для вузов: в 2 кн. / С.Т. Панфилов и [др.]; под ред. С.Т. Панфилова. – М.: Высшая школа, 2001. – Кн.1 – 703 с.
23. Машины и аппараты пищевых производств: учеб. для вузов: в 2 кн. / С.Т. Панфилов и [др.]; под ред. С.Т. Панфилова. – М.: Высш. шк., 2001. – Кн. 2. – 680 с.
24. Машины и оборудование, приборы и средства автоматизации для перерабатывающих отраслей АПК/ Н.К. Савельева и [др.]; под ред. Н.К. Савельева. – М.: Информагротех, 1992. – 353 с.
25. Мефодьев М.Н. Основы расчета и конструирования машин для сельскохозяйственных перерабатывающих предприятий: лекция / М.Н. Мефодьев. – Новосибирск: НГАУ, 2001.– 22 с.
26. Мефодьев М.Н. Основы расчета и конструирования машин и аппаратов перерабатывающих производств: методика курсового проектирования / М.Н. Мефодьев. – Новосибирск: НГАУ, 2006. – 31с.
27. Мефодьев М.Н. Процессы и аппараты пищевых производств: методика курсового проектирования / М.Н. Мефодьев. – Новосибирск: НГАУ, 2006. – 15 с.
28. Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А.Н. Плановский, П.И. Николаев. – М.: Химия, 1987. – 496 с.
29. Процессы и аппараты пищевых производств: учеб. для вузов: в 2 кн. / А.Н. Остриков и [др.]; под ред. А.Н. Острикова. – СПб.: ГИОРД, 2007. – Кн. 1. – 704 с.
30. Процессы и аппараты пищевых производств: учеб. для вузов: в 2 кн. / А.Н. Остриков и [др.]; под ред. А.Н. Острикова. – СПб.: ГИОРД, 2007. – Кн. 2. – 697 с.
31. Процессы и аппараты химической технологии. Явления переноса, микрокинетика, подобие, моделирование, проектирование / Д.А. Баранов и [др.]; под ред. А.М. Кутепова. – М.: Логос, 2000. – 480 с.
32. Расчеты и задачи по процессам и аппаратам пищевых производств: учеб. пособие / под ред. С.М. Гребенюка. – М.: Агропромиздат, 1987. – 304 с.
33. Рейнольдс А.Д. Турбулентные течения в инженерных приложениях / пер. с англ./ А.Д. Рейнольдс. – М.: Энергия, 1979. – 408 с.
34. Романков П.Г. Научные основы химической технологии / П.Г. Романков, П. Бенедек, А. Ласло. – Л.: Химия, 1970. – 376 с.
35. Романков П.Г. Жидкостные сепараторы / П.Г.Романков, С.А. Плюшкин. – Л.: Машиностроение, 1976.– 256 с.

36. Романков П.Г. Гидромеханические процессы химической технологии / П.Г. Романков, Н.И. Курочкина. – Л.: Химия, 1982. – 288 с.
37. Романков П.Г. Основы процессов химической технологии / П.Г. Романков, Я. Циборовский. – Л.: Химия, 1987. – 720 с.
38. Сельвинский В.В. Осаждение взвешенных частиц и фильтрование взвесей в центробежном поле / В.В. Сельвинский, Г.М. Харченко // Вестн. Амур. гос. ун-та: материалы науч.-практ. конф. – Благовещенск: АГУ, 2005. – Вып. 28. – С.7-8.
39. Соколов В.И. Центрифугирование / В.И.Соколов. – М.: Химия, 1976. – 408 с.
40. Соколов В.И. Промышленные центрифуги / В.И. Соколов. – М.: Машиздат, 1971. – 453 с.
41. Соколов В.И. Автоматические и непрерывно действующие центрифуги / В.И. Соколов, Д.Е. Шкоропад.– М.: Машгиз, 1984. – 353 с.
42. Соколов В.И. Основы расчета и конструирования машин и аппаратов пищевых производств / В.И. Соколов. – М.: Машиностроение, 1983. – 447 с.
43. Стабников В.Н. Процессы и аппараты пищевых производств / В.Н. Стабников, В.М. Лысянский, В.Д. Попов.– М.: Агропромиздат, 1985. – 503 с.
44. Технологическое оборудование пищевых производств / М.Б. Азаров, Х. Аурих, С. Дичев и [др.]; под ред. М.Б. Азарова. – М.: Агропромиздат, 1988. – 463 с.
45. Федоренко И.Я. Переработка сельскохозяйственного сырья на малогабаритном оборудовании / И.Я. Федоренко, С.В. Золотарев.– Барнаул: АГАУ, 1998. – 317 с.
46. Федоренко И.Я. Проектирование технических устройств и систем: принципы, методы, процедуры: учеб. пособие / И.Я. Федоренко. – Барнаул: АГАУ, 2003.– 282 с.
47. Федоренко И.Я. Вибрируемый зернистый слой сельскохозяйственной технологии: Монография / И.Я. Федоренко, Д.Н. Пирожков. – Барнаул: АГАУ.–2006.–166 с.
48. Харченко Г.М. Процессы при работе конической фильтрующей центрифуги / Г.М. Харченко // Вестн. Алт. аграр. ун-та. – Барнаул: АГАУ, 2007. – №6 (32). – С.56-58.
49. Харченко Г.М. Особенности математического моделирования очистки растительных масел в конической центрифуге / Г.М. Харченко // Техника в сельском хозяйстве. – 2008. – № 4. – С. 16-18.
50. Харламов С.В. Практикум по расчету и конструированию машин и аппаратов пищевых производств / С.В. Харламов. – Л.: Агропромиздат, Ленингр. отд-ние. – 1991. – 256 с.
51. Центрифуги каталог-справочник. – М.: Машгиз, 1963. – 101 с.
52. Шкоропад Д.Е. Центрифуги и сепараторы / Д.Е. Шкоропад, О.П. Новик. – М.: Химия, 1987. – 355 с.

**Мефодьев Михаил Николаевич
Мезенов Артем Анатольевич**

**ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ**

Курс лекций

