

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин Лекционный комплекс	76/11 95 беттің 1 беті	

ЛЕКЦИОННЫЙ КОМПЛЕКС

Дисциплина: Процессы и аппараты химико-фармацевтического производства-2

Код дисциплины: РАНФР 2201-2

Название ОП: «6В07201 - Технология фармацевтического производства»

Объем учебных часов/кредитов: 150/5

Курс и семестр изучения: 2 курс и 4 семестр

Объем лекции: 10 часов

Шымкент, 2024 г

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті

Лекционный комплекс разработан в соответствии с ОП «6В07201 - Технология фармацевтического производства» и обсужден на заседании кафедры

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казакстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

1.1. Тема: Элементарные способы переноса теплоты в пространстве.

1.2. Цель: Ознакомить студентов с физической сущностью процессов самопроизвольного переноса теплоты в пространстве, а также с основами расчета теплопроводности через стенки.

1.3. Тезисы лекции:

1. Теплопроводность.
2. Конвективный теплообмен.
3. Теплообмен излучением.
4. Теплопроводность через стенки.

Краткое содержание лекции

Обмен внутренней энергией между телами (или частями одного тела), имеющими различную температуру, называется *теплообменом*.

Теплообмен – это самопроизвольный, необратимый процесс передачи тепла (точнее, передачи энергии в форме тепла) в пространстве, обусловленный наличием разности температур Δt .

Различают три элементарных способов теплообмена: *теплопроводность* (или кондукция), *перенос тепла конвекцией* (конвекция) и *тепловое излучение* (радиационный теплообмен). В реальных условиях эти способы в чистом виде встречаются редко, они обычно сопутствуют друг другу (*сложный* или *комбинированный теплообмен*).

Теплопроводность – это молекулярный (микроскопический) перенос тепла в неоднородном температурном поле тела. В газах теплопроводность осуществляется путем диффузии молекул, а жидкостях и твердых телах – диэлектриках – путем упругих волн. В металлах теплопроводность обусловлена движением свободных электронов. В чистом виде теплопроводность проявляется в твердых телах или неподвижных слоях газа или жидкости.

Конвекция возможна только в подвижной среде. Перенос тепла конвекцией – это макроскопическое перемещение объемов жидкости или газа в пространстве с различными температурами.

Конвекция всегда сопровождается теплопроводностью на уровне «контакта» микрочастиц среды. Такой двойной механизм переноса тепла в подвижной сплошной среде за счет конвекции и теплопроводности называют *конвективным теплообменом*. Для практики наиболее важен частный случай конвективного теплообмена – теплоотдача: обмен теплом между потоком жидкости или газа и поверхностью твердого тела.

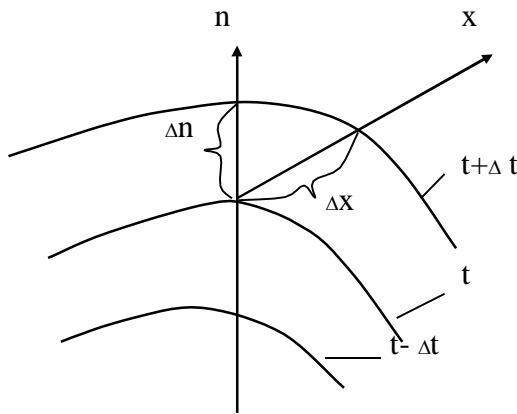
Тепловое излучение – процесс распространения теплоты электромагнитными волнами. Процесс превращения внутренней энергии тела в энергию излучения, перенос излучения (как правило, через газообразную среду) и ее поглощение другим телом называется *тепловым излучением (тепловой радиацией)*.

Типичным для практики является теплообмен между двумя средами (теплоносителями) через разделяющую их твердую стенку, который называют *теплопередачей*.

Многие процессы теплообмена сопровождаются переносом вещества (массы), например, процессы фазовых или химических превращений, процессы смешивания и другие. Совместно протекающие процессы переноса тепла и вещества в пространстве называют *тепломассообменом*.

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин		76/11
Лекционный комплекс		95 беттің 1 беті

Температурное поле и закон Фурье.



Теплопроводность определяется тепловым (хаотическим) движением микрочастиц тела. В теории теплопроводности вещество рассматривается как сплошная среда, перенос теплоты в которой (при отсутствии конвекции и излучения) обусловлен наличием разности температур.

Совокупность значений температур всех макроскопических точек тела в данный момент времени τ называется температурным полем.

$$t = t(x, y, z,$$

где x, y, z - координаты любой точки тела.

Если температура тела не изменяется с течением времени, то температурное поле стационарное, т.е.

$$t = t(x, y, z, \tau); \quad \frac{\partial t}{\partial \tau} = 0. \tag{2}$$

Мысленно соединяя все точки тела с одинаковой температурой, получим поверхность, называемая изотермической. Изотермические поверхности не пересекаются и при пересечении их плоскостью дают на ней семейство изотерм (рис.1).

5

Рис. 1 – Семейство изотерм в плоском сечении тела

Интенсивность изменения температуры в произвольном направлении s через элементарную площадку dF характеризуются производной $(\frac{\partial t}{\partial s})$, принимающей наибольшее значение в направлении нормали к изотермической поверхности:

$$\left(\frac{\partial t}{\partial s}\right)_{\max} = \frac{dt}{dn} = grad t. \tag{3}$$

Температурный градиент $(grad t)$ направлен в сторону возрастания температуры по нормали n . Количество теплоты, прошедшее в единицу времени через элемент изотермической поверхности, называется плотностью теплового потока q' . С учетом направления потока тепла, согласно закону Фурье, Вт/м²

$$q = -\lambda \cdot grad t. \tag{4}$$

Количество теплоты, проходящее в единицу времени через изотермическую поверхность F , называется тепловым потоком, Вт

$$\dot{Q} = \int_F q dF = - \int_F \lambda \frac{dt}{dn} \cdot dF. \tag{5}$$

Множитель λ , называемый коэффициентом теплопроводности $(Bm/(m \cdot K))$, является теплофизическим свойством вещества. Теплопроводность газов ($\lambda \approx 0,006...0,6 \hat{A}d |(\hat{i} \cdot \hat{E})$) растет с повышением температуры и давления, а жидкости ($\lambda \approx 0,006...0,6 \hat{A}d |(\hat{i} \cdot \hat{E})$)

OŃTÚSTIK QAZAQSTAN MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

$\lambda \approx 0,07 \dots 0,7 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$ ($\lambda \approx 20 \dots 400 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$) – обычно уменьшается с ростом температуры. Наилучшими проводниками тепла являются металлы ($\lambda \approx 20 \dots 400 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$); теплопроводность металлов убывает с ростом температуры и повышением количества легирующих элементов.

Конвективный теплообмен. Передача теплоты конвекцией осуществляется перемещением неравномерно нагретых макрообъемов жидкости или газа друг относительно друга под действием сил различной природы. В общем случае конвективным переносом называют перенос количества движения, теплоты и вещества в среде с неравномерным распределением скорости, температуры и концентрации вещества. Перенос теплоты конвекцией происходит намного интенсивнее, чем теплопроводностью, поскольку порции энергии, непереносимые макрообъемами, несоизмеримо больше порций энергии, которые могут быть перенесены отдельными молекулами. В то же время, движение макрообъемов всегда сопровождается движением отдельных молекул, т.е. перенос тепла конвекцией всегда включает и теплопроводность. Такой совместный перенос тепла на макро- и микроуровнях называется *конвективным теплообменом*. Его интенсивность зависит от причин возникновения движения жидкости или газа; в этом отношении различают свободную и вынужденную конвекцию. Свободная конвекция обусловлена наличием разности плотностей в поле массовых сил. Вынужденная конвекция вызывается каким-либо источником движения (насосом, компрессором и т.п.).

Обычно в технических расчетах определяется конвективный теплообмен между жидкостью (газом) и твердой стенкой, называемый теплоотдачей. Процесс теплоотдачи принято описывать уравнением Ньютона–Рихмана.

$$Q = \pm \alpha \cdot (t_{ж} - t_c) \cdot F.$$

Коэффициент пропорциональности α называется коэффициентом теплоотдачи. Коэффициент теплоотдачи α характеризует интенсивность теплоотдачи между жидкостью и стенкой.

Размерность коэффициента теплоотдачи α :

$$[\alpha] = \left[\frac{Q}{F(t_{ж} - t_c)} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}} \right]$$

Тепловое излучение. Тепловое излучение (радиационный или лучистый теплообмен) - это распространение через газовый слой внутренней энергии излучающего тела путем электромагнитных волн. Всякое тело, имеющее температуру T , отличную от абсолютного нуля, способно излучать лучистую энергию, т.е. наряду с потоком энергии от более нагретых тел к менее нагретым всегда имеется и обратный поток энергии от менее нагретых тел к более нагретым. Конечный результат этого обмена и представляет количество теплоты, передаваемой излучением. С увеличением температуры тела тепловое излучение увеличивается, т.к. увеличивается внутренняя энергия тела.

Большинство твердых и жидких тел излучают энергию всех длин волн в интервале от 0 до ∞ , т.е. имеют непрерывный спектр излучения. Газы, испускают энергию только в определенном интервале длин волн (селективный спектр излучения). Лучистый поток, излучаемый с единицы поверхности тела по всем направлениям полусферического пространства, называется плотностью излучения E , Вт/м². Если величина E одинакова для всех элементов поверхности F , то полный поток $Q = E \cdot F$, Вт.

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

Если на тело падает лучистый поток Q , то часть этого потока Q_A будет поглощаться телом, часть Q_R - отражаться, а часть Q_D - проходить сквозь него: $Q = Q_A + Q_D + Q_R$. Поделив это равенство на величину Q , получим соотношение коэффициентов поглощения $A = (Q_A / Q)$, отражения $R = (Q_R / Q)$ и прозрачности $D = (Q_D / Q)$:

$$1 = A + R + D. \quad (45)$$

Для абсолютно черного тела $A=1$ и $R=D=0$; для абсолютно белого тела $R=1$ и $A=D=0$; для абсолютно прозрачных тел $D=1$ и $R=A=0$.

Большинство твердых и жидких тел для тепловых лучей практически непрозрачны, т.е. для них $D=0$ и $A+R=1$.

Одно- и двухатомные газы практически прозрачны для теплового излучения ($D=1$). Трех- и многоатомные газы обладают селективной способностью излучать и поглощать энергию.

Участвующие в лучистом теплообмене тело (например, твердое), помимо собственного излучения E отражает падающую на него энергию в количестве $RE_{над}$. Сумма энергии собственного отраженного излучения составляет эффективное излучение тела:

$$\dot{A}_{\dot{y}\delta\delta} = \dot{A} + R\dot{A}_{i\delta\delta}. \quad (46)$$

Для расчета лучистого теплообмена между телами важное значение имеет результирующее излучение, представляющее разность между потоком, получаемым телом, и потоком, которое оно испускает. Плотность результирующего излучения

$$q = E - AE_{над}. \quad (47)$$

Из (46) и (47) в случае прозрачного газового слоя ($R=1-A$) имеем

$$E_{\dot{y}\delta\delta} = q \cdot \left(1 - \frac{1}{A}\right) + E \cdot \frac{1}{A}. \quad (48)$$

Закон теплового излучения. Закон Планка устанавливает зависимость интенсивности излучения от температуры T и длины волны λ : при всех температурах интенсивность излучения равна нулю при $\lambda = 0$.

и $\lambda = \infty$, а при некотором промежуточном значении λ_{δ} имеет максимум; для всех длин волн интенсивность излучения тем выше, чем выше температура.

Длину волны, которой соответствует максимум теплового излучения, согласно закону Вина, можно найти из условия, (мкм) $\lambda_m = 2900 / T$. Следовательно, с повышением температуры максимум излучения смещается в сторону более коротких волн.

Согласно закону Стефана–Больцмана, плотность потока собственного излучения абсолютно черного тела (как результат суммирования интенсивности излучения по всем длинам волн) прямо пропорциональна абсолютной температуре тела в четвертой степени:

$$E_0 = \sigma_0 \cdot T^4, \quad (49)$$

где σ_0 – постоянная излучения абсолютно черного тела ($\sigma_0 \approx 5,67 \cdot 10^{-8} \text{ Вт}/(\text{м}^2\text{К}^4)$). Для практических расчетов это уравнение приводят к виду $E_0 = c_0 \cdot (T/100)^4$, где

$$c_0 = 5,67 \text{ Вт}/(\text{м}^2\text{К}^4).$$

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

Спектры излучения реальных тел отличны от спектра излучения абсолютно черного тела. При этом интенсивность излучения тела на любой длине волны никогда не превышают

22

соответствующую интенсивность излучения абсолютно черного тела. Частным случаем реальных тел являются серые тела, спектр излучения которых подобен спектру излучения черного тела. В практике расчетов с определенной степенью точности реальные тела считают серыми, для которых закон Стефана – Больцмана имеет вид

$$E = \varepsilon \cdot \sigma_0 \cdot T_4,$$

(50)

где ε – коэффициент излучения (степень черноты) серого тела; всегда $\varepsilon \leq 1$.

1.4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

1.5. Литература:

Основная:

- 1) Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
- 2) Орымбетов Ә.М. Жылу техникасының негіздері. Шымкент. ОҚМУ, 2005 – 250 б.
- 3) Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. - М.: Химия, 1973
- 4) Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
- 5) Акбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
- 6) Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

- 1) Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. - Л.: Химия, .
- 2) Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой – Москва, Академия – 2006 г.
- 3) Баскаков. Теплотехника – М.: Высшая школа 1986

1.6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) Какой процесс называется теплопроводностью?
- 2) Какой процесс называется конвективным теплообменом?
- 3) Какой процесс называется тепловым излучением?
- 4) Напишите основное уравнение теплопередачи.
- 5) Сформулируйте основной закон теплопроводности (Закон Фурье).
- 6) Сформулируйте закон Ньютона – Рихмана.
- 7) Сформулируйте закон Стефана – Больцмана.
- 8) Каков физический смысл коэффициента теплопередачи?

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

2.1. Тема: Теплопередача.

2.2. Цель: Ознакомить студентов с основами расчета теплопередачи через стенки.

2.3. Тезисы лекции:

1. Теплопередача через плоскую стенку.
2. Теплопередача через цилиндрическую стенку.
3. Критический диаметр тепловой изоляции.

Краткое содержание лекции

Тепловой баланс. Тепло, отдаваемое более нагретым теплоносителем (Q_1) затрачивается на нагрев более холодного теплоносителя (Q_2)

$$Q = Q_1 = Q_2$$

где Q – тепловая нагрузка аппарата.

Пусть расход более нагретого теплоносителя составляет G_1 , его энтальпия на входе в аппарат $I_{1н}$, и на выходе из аппарата $I_{1к}$. Соответственно расход более холодного теплоносителя $-G_2$, его начальная энтальпия $I_{2н}$ и конечная энтальпия $I_{2к}$. Тогда уравнение теплового баланса

$$Q = G_1(I_{1н} - I_{1к}) = G_2(I_{2к} - I_{2н}) \quad (1)$$

Если теплообмен происходит без изменения агрегатного состояния теплоносителей, то энтальпии равны произведению теплоемкости C на температуру t :

$$\begin{aligned} I_{1н} &= C_{1н} t_{1н} & I_{1к} &= C_{1к} t_{1к} \\ I_{2к} &= C_{2к} t_{2к} & I_{2н} &= C_{2н} t_{2н} \end{aligned}$$

Произведение расхода теплоносителя G на его среднюю удельную теплоемкость C условно называется водяным эквивалентом W . Если теплоемкости обменивающихся теплом жидкостей (C_1 и C_2) можно считать не зависящими от температуры, то уравнение (1) принимает вид:

$$Q = G_1 C_1 (t_{1н} - t_{1к}) = G_2 C_2 (t_{2к} - t_{2н}) \quad (2)$$

Или

$$Q = W_1 (t_{1н} - t_{1к}) = W_2 (t_{2к} - t_{2н}) \quad (3)$$

Основное уравнение теплопередачи

Общая кинетическая зависимость для процессов теплопередачи, выражающая связь между тепловым потоком Q^1 и поверхностью теплообмена F представляет собой основное уравнение теплопередачи:

$$Q^1 = KF \Delta t_{cp} \tau \quad (4)$$

Где K - коэффициент теплопередачи;

Δt_{cp} – средняя разность температур;

τ – время.

Согласно уравнению (4) количество тепла, передаваемое от более нагретого и более холодному теплоносителю, пропорционально поверхности теплообмена F , средней разности температур и времени τ .

Для непрерывных процессов уравнение теплопередачи имеет вид:

$$Q = \frac{Q_1}{\tau} = KF \Delta t_{cp} \quad (5)$$

Из уравнений (4), (5) вытекают единицы измерения и физический смысл коэффициента теплопередачи:

$$\left[\frac{Q}{F \Delta t} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}} \right]$$

Коэффициент теплопередачи показывает, какое количество тепла переходит в 1 сек от более нагретого к более холодному теплоносителю через поверхность теплообмена 1 м^2 при средней разности температур между теплоносителями, равной 1 град .

Теплопередача через плоскую стенку

Определим количество тепла, которое передается в единицу времени от более нагретой среды (t_1) к менее нагретой среде (t_2) через разделяющую их стенку.

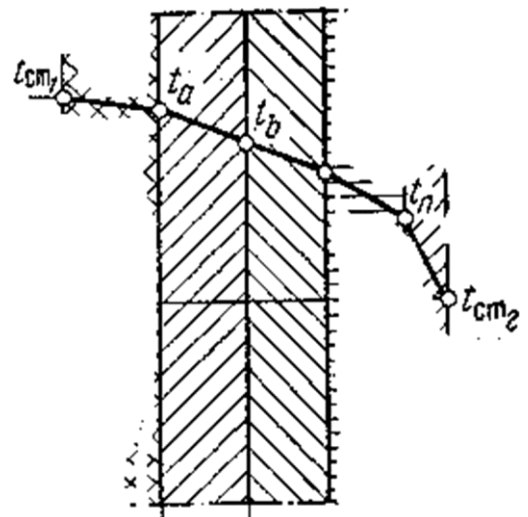
Стенка состоит из двух слоев – собственной стенки толщиной δ_1 и коэффициента теплопроводности λ_1 и слоя тепловой изоляции толщиной δ_2 , имеющий коэффициент теплопроводности λ_2 . Рабочая поверхность стенки F .

Количество тепла, передаваемого за время τ от более нагретой среды к стенке составляет (по уравнению теплопередачи):

$$Q' = \alpha_1 F \tau (t_1 - t_{cm1})$$

Количество тепла, проходящего путем теплопроводности через слой стенки равно:

$$Q' = \frac{\lambda_1 F \tau (t_{cm1} - t'_{cm})}{\delta_1} \text{ и } Q' = \frac{\lambda_2 F \tau (t'_{cm} - t_{cm2})}{\delta_2}$$



Количество тепла, отдаваемого стенкой к менее нагретой среде

$$Q' = \alpha_2 F \tau (t_{cm2} - t_2)$$

Полученные выражения для Q' могут быть представлены в виде:

$$Q' \frac{1}{\alpha_1} = F\tau(t_1 - t_{cm1}), \quad Q' \frac{\lambda_1}{\delta_1} = F\tau(t_{cm1} - t'_{cm})$$

$$Q' \frac{\lambda_2}{\delta_2} = F\tau(t'_{cm} - t_{cm2}), \quad Q' \frac{1}{\alpha_2} = F\tau(t_{cm2} - t_2)$$

Сложив эти уравнения, получим:

$$Q' \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2} \right) = F\tau(t_1 - t_2)$$

или

$$Q' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \cdot F\tau(t_1 - t_2)$$

соответственно при $\tau = 1$

$$Q' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \cdot F(t_1 - t_2)$$

Первый множитель правой части уравнения называется коэффициентом теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

Уравнение теплопередачи для плоской стенки при постоянных температурах теплоносителей имеет вид:

$$Q' = KF\tau(t_1 - t_2)$$

Для непрерывных процессов

$$Q' = KF(t_1 - t_2)$$

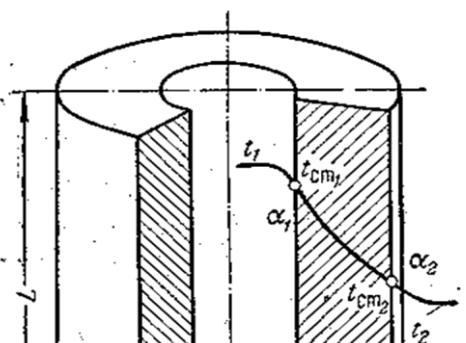
Единица измерения коэффициента теплопередачи

$$[K] = \frac{1}{F\tau(t_1 - t_2)} = \frac{\text{Дж}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{град}} = \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}$$

Таким образом, коэффициент теплопередачи K показывает, какое количество тепла переходит в единицу времени от более нагретого к менее нагретому теплоносителю через разделяющую стенку площадью F м² при разности температур между теплоносителями в 1 град.

Величина, обратная K , называется общим термическим сопротивлением

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}$$





Теплопередача через цилиндрическую стенку

Этот случай теплопередачи имеет существенное практическое значение, т.к. в фармацевтической технологии

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

передача тепла часто происходит, что внутри трубы находится более нагретый воздух с температурой t_1 и коэффициентом теплоотдачи от него к цилиндрической стенке $\alpha_в$. Снаружи – более холодный теплоноситель, имеющий температуру t_2 . Коэффициент теплоотдачи от наружной стенки к холодному теплоносителю $\alpha_н$.

Количество тепла, передаваемого от более нагретого теплоносителя к стенке:

$$Q = \alpha_в F_в \tau (t_1 - t_{cm1}) = \alpha_в 2\pi r_в L \tau (t_1 - t_{cm1})$$

Количество тепла, проходящее сквозь стенку путем теплопроводности,

$$Q = \frac{\lambda 2\pi L \tau}{2,31g \cdot \frac{r_н}{r_в}} (t_{cm1} - t_{cm2})$$

Количество тепла, передаваемого от стенки к более холодному теплоносителю

$$Q = \alpha_н F_н \tau (t_{cm2} - t_2) = \alpha_н 2\pi r_н L \tau (t_{cm2} - t_2)$$

Сложив эти уравнения, получим:

$$Q \left(\frac{1}{\alpha_в r_в} + \frac{2,31g}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_н r_н} \right) = 2\pi L \tau (t_1 - t_2)$$

Откуда

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_в r_в} + \frac{2,31g}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_н r_н}} 2\pi L \tau (t_1 - t_2)$$

При теплопередаче через цилиндрическую стенку обычно определяют количество тепла, передаваемого через единицу длины трубы.

Принимая $L=1$, выражаем последнее уравнение в виде:

$$Q = K_R \cdot 2\pi \tau (t_1 - t_2)$$

где величина K_R выражается уравнением:

$$K_R = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_в r_в} + \frac{2,31g}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_н r_н}}$$

Величина K_R представляет собой линейный коэффициент теплопередачи.

Тепловая изоляция труб. Тепловой изоляцией называют покрытие из теплоизоляционного материала, которое способствует снижению потерь тепла в окружающую среду. Если цилиндрическая стенка покрыта изоляцией, то увеличение толщины изоляции, а значит и диаметра d_u , приводит к росту сопротивления теплопроводности $\frac{1}{2\lambda_u} \ln \frac{d_u}{d_2}$ и одновременно – к снижению сопротивления внешней теплоотдачи $\left(\frac{1}{\alpha_2 \cdot d_u} \right)$. Анализ ситуации показывает, что условием выбора тепловой

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН

**MEDISINA
AKADEMIASY**

«Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ



SOUTH KAZAKHSTAN

**MEDICAL
ACADEMY**

АО «Южно-Казакстанская медицинская академия»

Кафедра Инженерных дисциплин

Лекционный комплекс

76/11

95 беттің 1 беті

изоляции является неравенство: $\lambda_u \leq \frac{\alpha_2 \cdot d_2}{2}$.

OÑTÚSTIK QAZAQSTAN MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

2.4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

2.5. Литература:

Основная:

- 1) Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чушова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
- 2) Орымбетов Ә.М. Жылу техникасының негіздері. Шымкент. ОҚМУ, 2005 – 250 б.
- 3) Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. - М.: Химия, 1973
- 4) Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
- 5) Ақбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
- 6) Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

- 7) Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. - Л.: Химия, .
- 8) Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой – Москва, Академия – 2006 г.
- 9) Баскаков. Теплотехника – М.: Высшая школа 1986

2.6. Контрольные вопросы (обратная связь)

1. Сформулируйте тепловой баланс.
2. Напишите основное уравнение теплопередачи.
3. Определите количество передаваемой теплоты через плоскую стенку.
4. Определите количество передаваемой теплоты через цилиндрическую стенку.
5. Определите коэффициент теплопередачи плоской стенки.
6. Определите линейный коэффициент теплопередачи цилиндрической стенки.
7. Выберите тепловую изоляцию для цилиндрической стенки.

3.1. Тема: Конвективный теплообмен.

3.2. Цель: Ознакомить студентов с дифференциальными уравнениями конвективного теплообмена, критериями подобия конвективного теплообмена, теплоотдачей при свободной и вынужденной конвекции.

3.3. Тезисы лекции:

1. Дифференциальные уравнения конвективного теплообмена.

OŃTÚSTIK QAZAQSTAN MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

2. Критерий подобия конвективного теплообмена.
3. Теплоотдача при свободной и вынужденной конвекции.

Краткое содержание лекции

Основные понятия конвективного теплообмена. Передача теплоты конвекцией осуществляется перемещением неравномерно нагретых макрообъемов жидкости или газа друг относительно друга под действием сил различной природы. В общем случае конвективным переносом называют перенос количества движения, теплоты и вещества в среде с неравномерным распределением скорости, температуры и концентрации вещества. Перенос теплоты конвекцией происходит намного интенсивнее, чем теплопроводностью, поскольку порции энергии, непереносимые макрообъемами, несоизмеримо большепорций энергии, которые могут быть перенесены отдельными молекулами. В то же время, движение макрообъемов всегда сопровождается движением отдельных молекул, т.е. перенос тепла конвекцией всегда включает и теплопроводность. Такой совместный перенос тепла на макро- и микроуровнях называется *конвективным теплообменом*. Его интенсивность зависит от причин возникновения движения жидкости или газа; в этом отношении различают свободную и вынужденную конвекцию. Свободная конвекция обусловлена наличием разности плотностей в поле массовых сил (например, термогравитационная конвекция за счет разности плотностей нагретых и холодных слоев). Вынужденная конвекция вызывается каким-либо источником движения (насосом, компрессором и т.п.).

Обычно в технических расчетах определяется конвективный теплообмен между жидкостью (газом) и твердой стенкой, называемый теплоотдачей. Процесс теплоотдачи принято описывать уравнением Ньютона–Рихмана (17). Простота этой формулы является

11

лишь кажущейся, так как она не отображает многообразия факторов, влияющих на интенсивность теплоотдачи. Такое представление является формальным приемом, переносящим все трудности расчета на определение коэффициента теплоотдачи α . В отличие от коэффициента теплопроводности λ , коэффициент теплоотдачи α не является теплофизическим параметром, а зависит от многих факторов:

$$\alpha = \alpha(w, R, \lambda, \rho, c, \mu, \phi, \Delta t, l_1, l_2, \dots), \quad (23)$$

где R – фактор, учитывающий режим течения среды; μ – коэффициент динамической вязкости; β – коэффициента теплового расширения; ϕ – фактор ориентации поверхности в пространстве.

Дифференциальные уравнения конвективного теплообмена

Плотность теплового потока при конвективной теплоотдаче определяется полем температуры, давления и скорости.

Температурное поле в движущейся жидкости определяется дифференциальным уравнением энергии, а распределения скорости и давления описываются дифференциальными уравнениями сплошности и движения. Для полного математического описания процесса теплоотдачи вышеназванные уравнения должны быть дополнены дифференциальным уравнением теплоотдачи и условиями однозначности процесса.

Дифференциальное уравнение энергии для текущей жидкости запишется в следующем виде:

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин		76/11
Лекционный комплекс		95 беттің 1 беті

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial t}{\partial x} + w_y \frac{\partial t}{\partial y} + w_z \frac{\partial t}{\partial z} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (15.8)$$

Первый член этого уравнения $dt/d\tau$ характеризует изменения температуры во времени в любой точке, т.е. местное изменение температуры, а

$$w_x \frac{\partial t}{\partial x} + w_y \frac{\partial t}{\partial y} + w_z \frac{\partial t}{\partial z}$$

характеризует изменение температуры при переходе из одной точки в другую точку, т.е. конвективное изменение температуры. Член справа от знака равенство

$$a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$$

описывает изменение температуры в результате теплопроводности.

Дифференциальное уравнение движения выводится из рассмотрения равновесие сил действующих на выделенный элементарный объем жидкости. Дифференциальное уравнение движения (уравнение Навье-Стокса) для несжимаемой жидкости с постоянными физическими свойствами можно записать в сокращенной форме в следующем виде

$$\rho \frac{\partial w}{\partial \tau} = \rho g - \nabla P - \mu \nabla^2 w \quad (15.9)$$

Это уравнение в декартовой системе координат запишется в виде системы из трех уравнений

$$\rho \frac{dw_x}{\partial \tau} = \rho g_x - \frac{\partial P}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 w_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} \right) \quad (15.10)$$

$$\rho \frac{dw_y}{\partial \tau} = \rho g_y - \frac{\partial P}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 w_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_y}{\partial z^2} \right) \quad (15.11)$$

$$\rho \frac{dw_z}{\partial \tau} = \rho g_z - \frac{\partial P}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 w_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2} \right) \quad (15.12)$$

где ρ - плотность жидкости; $\frac{dw_x}{d\tau}$, $\frac{dw_y}{d\tau}$, $\frac{dw_z}{d\tau}$ - полные дифференциалы

проекции скоростей по координатным осям; g_x, g_y, g_z - проекции ускорений свободного падения; $\frac{\partial P}{\partial x}, \frac{\partial P}{\partial y}, \frac{\partial P}{\partial z}$ - проекции градиента давления; μ - динамический коэффициент вязкости жидкости.

Дифференциальное уравнение непрерывности или сплошности характеризует закон сохранения массы для элементарного объема

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0 \quad (15.13)$$



Кафедра Инженерных дисциплин

Лекционный комплекс

76/11

95 беттің 1 беті

$\frac{\partial}{\partial t}$ $\frac{\partial}{\partial x}$ $\frac{\partial}{\partial y}$ $\frac{\partial}{\partial z}$

Для несжимаемой жидкости $\rho = \text{const}$, тогда

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0 \quad (15.14)$$

Система дифференциальных уравнений (15.8), (15.9) и (15.14) замкнутая, потому что число переменных равно числу уравнений. Система уравнений описывает любой процесс конвективного теплообмена. Чтобы выделить из этих процессов конкретный процесс необходимо сформулировать условия однозначности. К ним относятся геометрические, физические, начальные и граничные условия.

В результате решения дифференциальных уравнений совместно с условиями однозначности определяют поля температур, скорости и давления в жидкости. Для того чтобы определить коэффициент теплоотдачи необходимо составить еще одно уравнение, связывающее коэффициент теплоотдачи с температурным полем.

Теплота стенке отдается через «прилипшей» к ней слой жидкости путем теплопроводности. Тогда приравняв теплоты, проходящие через элементарную площадку dF за время dt , по законам Фурье и Ньютона – Рихмана получим дифференциальное уравнение теплоотдачи

$$\alpha = -\frac{\lambda}{t - t_c} \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)_{n \rightarrow 0} \quad (15.17)$$

С помощью этого уравнения рассчитываются местные коэффициенты теплоотдачи α .

Основы теорий подобия – это наука о подобных явлениях. Подобными явлениями называются такие физические явления, которые одинаковы качественно по форме и по содержанию, т.е. имеют одну физическую природу, развиваются под действием одинаковых сил и описываются одинаковыми по форме дифференциальными уравнениями и краевыми условиями.

Обязательным условием подобия физических явлений должно быть геометрическое подобие систем, где эти явления протекают. Два физических явления будут подобны лишь в том случае, если будут подобны все величины, которые характеризуют их.

Для всех подобных систем существуют безразмерные комплексы величин, которые называются *критериями подобия*.

Основные положения теории подобия формулируют в виде 3-х теорем подобия.

- 1 теорема: Подобные явления имеют одинаковые критерии подобия.
- 2 теорема: Любая зависимость между переменными, характеризующая какие-либо явления, может быть представлена, в форме зависимости между критериями подобия, составленными из этих переменных, которая будет называться критериальным уравнением.
- 3 теорема: Два явления подобны, если они имеют подобные условия однозначности и численно одинаковые определяющие критерии подобия.

Условиями однозначности являются:

- наличие геометрического подобия систем;
- наличие одинаковых дифференциальных уравнений;
- существование единственного решения уравнения при заданных граничных условиях;
- известны численные значения коэффициентов и физических параметров.

Критериальные уравнения конвективного теплообмена. Используя теорию подобия из системы дифференциальных уравнений можно получить уравнение

теплоотдачи (11.3) для конвективного теплообмена в случае отсутствия внутренних источников тепла в следующем критериальной форме:

$$Nu = f_2(X; \Phi; X_0; Y_0; Z_0; Re; Gr; Pr) , \quad (11.12)$$

где: $X_0; Y_0; Z_0$ – безразмерные координаты;

$Nu = \alpha \cdot l_0 / \lambda$ - критерий Нуссельта (безразмерный коэффициент теплоотдачи), характеризует теплообмен между поверхностью стенки и жидкостью (газом);

$Re = w \cdot l_0 / \nu$ - критерий Рейнольдса, характеризует соотношение сил инерции и вязкости и определяет характер течения жидкости (газа);

$Gr = (\beta \cdot g \cdot l_0^3 \cdot \Delta t) / \nu^2$ - критерий Грасгофа, характеризует подъемную силу, возникающую в жидкости (газе) вследствие разности плотностей;

$Pr = \nu / a = (\mu \cdot c_p) / \lambda$ - критерий Прандтля, характеризует физические свойства жидкости (газа);

l_0 – определяющий размер (длина, высота, диаметр).

Расчетные формулы конвективного теплообмена

Приведем некоторые основные расчетные формулы конвективного теплообмена (академика М.А.Михеева), которые даны для средних значений коэффициентов теплоотдачи по поверхности стенки.

Свободная конвекция в неограниченном пространстве.

а). Горизонтальная труба диаметром d при $10^3 < (Gr \cdot Pr)_{жcd} < 10^8$.

$$Nu_{жср.} = 0,5 \cdot (Gr_{жд} \cdot Pr_{ж})^{0,25} \cdot (Pr_{ж} / Pr_{ст})^{0,25} . \quad (11.13)$$

б). Вертикальная труба и пластина:

1). ламинарное течение - $10^3 < (Gr \cdot Pr)_{жс} < 10^9$:

$$Nu_{жср.} = 0,75 \cdot (Gr_{жд} \cdot Pr_{ж})^{0,25} \cdot (Pr_{ж} / Pr_{ст})^{0,25} . \quad (11.14)$$

2). турбулентное течение - $(Gr \cdot Pr)_{жс} > 10^9$:

$$Nu_{жср.} = 0,15 \cdot (Gr_{жд} \cdot Pr_{ж})^{0,33} \cdot (Pr_{ж} / Pr_{ст})^{0,25} . \quad (11.15)$$

Здесь значения $Gr_{жд}$ и $Pr_{ж}$ берутся при температуре жидкости (газа), а $Pr_{ст}$ при температуре поверхности стенки.

Для воздуха $Pr_{ж} / Pr_{ст} = 1$ и формулы (11.13-11.15) упрощаются.

Вынужденная конвекция.

Режим течения определяется по величине Re .

а). Течение жидкости в гладких трубах круглого сечения.

1). ламинарное течение – $Re < 2100$

$$Nu_{жср.} = 0,15 \cdot Re_{жд}^{0,33} \cdot Pr_{ж}^{0,33} \cdot (Gr_{жд} \cdot Pr_{ж})^{0,1} \cdot (Pr_{ж} / Pr_{ст})^{0,25} \cdot \epsilon_1 , \quad (11.16)$$

где ϵ_1 - коэффициент, учитывающий изменение среднего коэффициента теплоотдачи по длине трубы и зависит от отношения длины трубы к его диаметру (l/d). 2).

переходной режим, $2100 < Re < 10^4$
 $Nu_{жср.} = K_0 \cdot Pr_{ж}^{0,43} \cdot (Pr_{ж} / Pr_{ст})^{0,25} \cdot \epsilon_1 . \quad (11.17)$

Коэффициент K_0 зависит от критерия Рейнольдса Re .

3). турбулентное течение – $Re = 10^4$

$$Nu_{жср.} = 0,021 \cdot Re_{жд}^{0,8} \cdot Pr_{ж}^{0,43} \cdot (Pr_{ж} / Pr_{ст})^{0,25} \cdot \epsilon_1 . \quad (11.18)$$

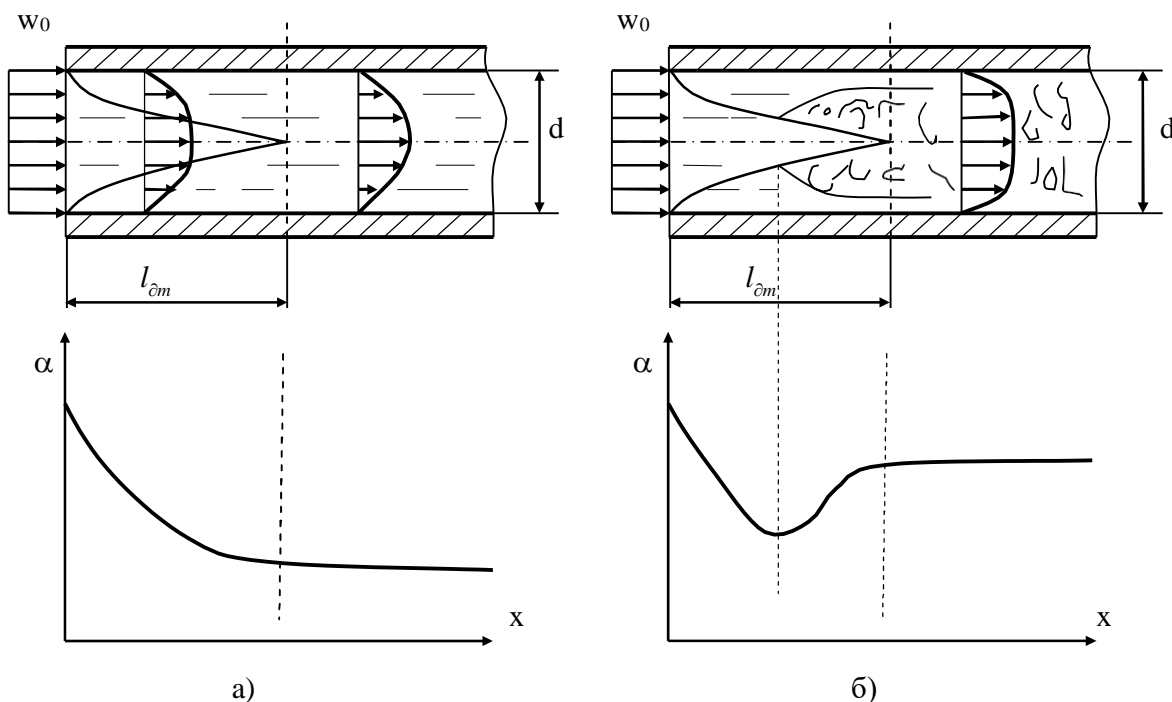


Рисунок 3.1. Динамическая стабилизация и теплоотдача жидкости в трубе: а) ламинарное течение; б) турбулентное течение.

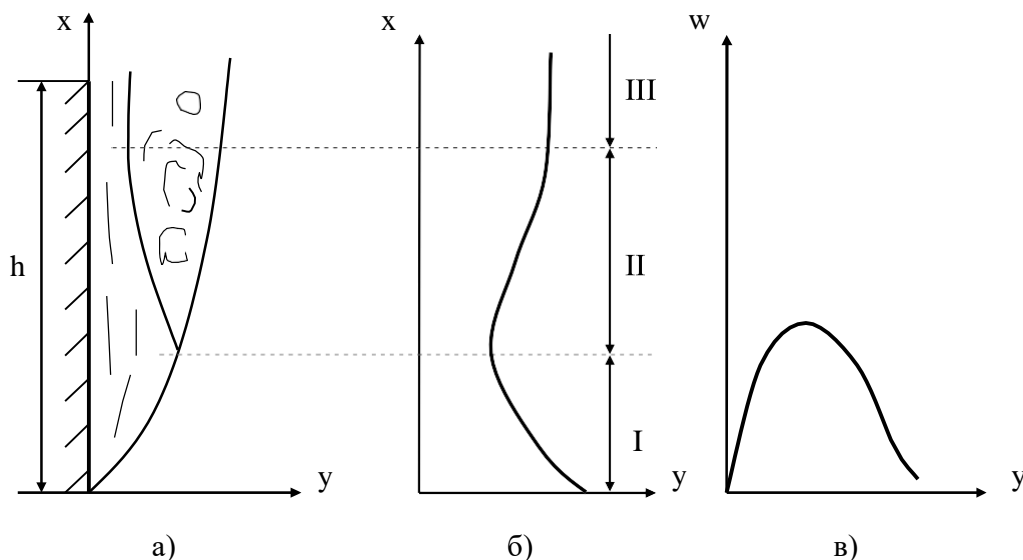


Рисунок 3.2. Свободная конвекция возле вертикальной трубы: а) схема движения жидкости; б) изменения коэффициента теплоотдачи; в) распределение скорости.

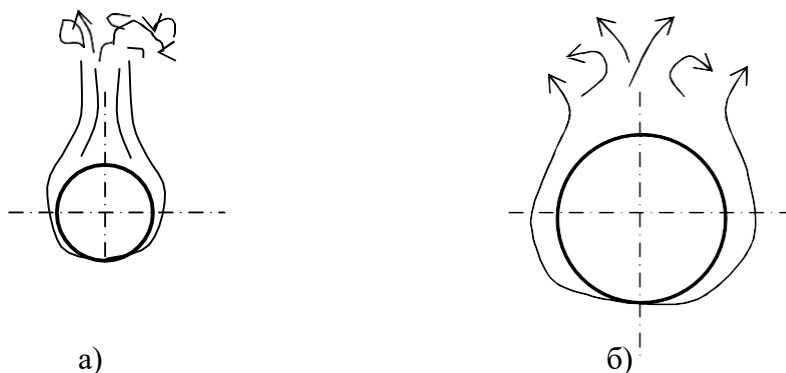


Рисунок 3.3. Свободная конвекция возле горизонтальной трубы: а) труба малого диаметра; б) труба большого диаметра.

3.4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

3.5. Литература:

Основная:

1. Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
2. Орымбетов Ә.М. Жылу техникасының негіздері. Шымкент. ОҚМУ, 2005 – 250 б.
3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. - М.: Химия, 1973
4. Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
5. Ақбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
6. Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

7. Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. - Л.: Химия, .
8. Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой– Москва, Академия – 2006 г.
9. Баскаков. Теплотехника – М.: Высшая школа 1986

3.6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) Дайте определение конвективному теплообмену.
- 2) Сформулируйте закон Ньютон - Рихмана.
- 3) Опишите дифференциальное уравнение движения жидкости.
- 4) Опишите дифференциальное уравнение непрерывности жидкости.
- 5) Опишите дифференциальное уравнение энергии жидкости.
- 6) Опишите дифференциальное уравнение теплоотдачи жидкости.
- 7) Опишите тепловые критерий подобия.
- 8) Дайте определение вынужденной конвекций.

OÑTÚSTIK QAZAQSTAN MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

9) Дайте определение свободной конвекций.

4.1. Тема: Теплоотдача при кипении жидкостей.

4.2. Цель: Ознакомить студентов с теплообменом при кипении жидкостей.

4.3. Тезисы лекции:

1. Кривая кипения.
2. Пузырьковое кипение.
3. Пленочное кипение.
4. Критический радиус пузырька.
5. Расчет коэффициента теплоотдачи при пузырьковом кипении.

Краткое содержание лекции

Кипение Парообразованием называется переход вещества из жидкого состояния в газообразное. Различают два вида парообразования. Испарение и кипение. Испарение происходит при всякой температуре, но для каждой жидкости с повышением температуры скорость испарения увеличивается.

Если жидкость испаряется в таких условиях, когда давление ее насыщенного пара становится равным внешнему давлению, то испарение жидкости происходит не только с поверхности жидкости, но и во всем ее объеме. Этот процесс сопровождается образованием пузырьков пара в толще жидкости и называется **кипением**. Очевидно, что температура кипения зависит от внешнего давления; так, вода при нормальном атмосферном давлении кипит при 100 °С; если внешнее давление повысить, то увеличится и температура кипения. Пузырьки пара обычно возникают в первую очередь на пузырьках воздуха или другого газа, растворенного в жидкости. Эти последние являются теми центрами, вблизи которых начинается кипение жидкости. Хорошо очищенную от посторонних включений жидкость (не содержащую, следовательно, флуктуацииплотности) можно нагреть выше температуры кипения при данном давлении.

При кипении пар образуется в виде пузырьков в определенных местах поверхности нагрева. Число центров образования паровых пузырей и частота их отрыва и, следовательно, интенсивность теплоотдачи при кипении зависит от перепада температур, поверхности нагрева и кипящей жидкости.

Различают два вида кипения: пузырьковый, пленочный. Пузырьковый режим кипения характеризуется относительно высокой интенсивностью теплоотдачи, так как при отрыве и всплывании образовавшихся пузырьков пара происходит перемешивание жидкости.

При пленочном кипении число центров парообразования возрастает настолько, что происходит слияние пузырьков пара и поверхность нагрева покрывается плохо проводящей тепло пленкой нагретого пара. Поэтому при таком режиме кипения коэффициент теплоотдачи значительно снижается.

Механизм теплообмена при кипении отличается от конвективного теплообмена однофазной жидкости наличием тепломассопереноса паровыми пузырями из пограничного слоя в объем жидкости.

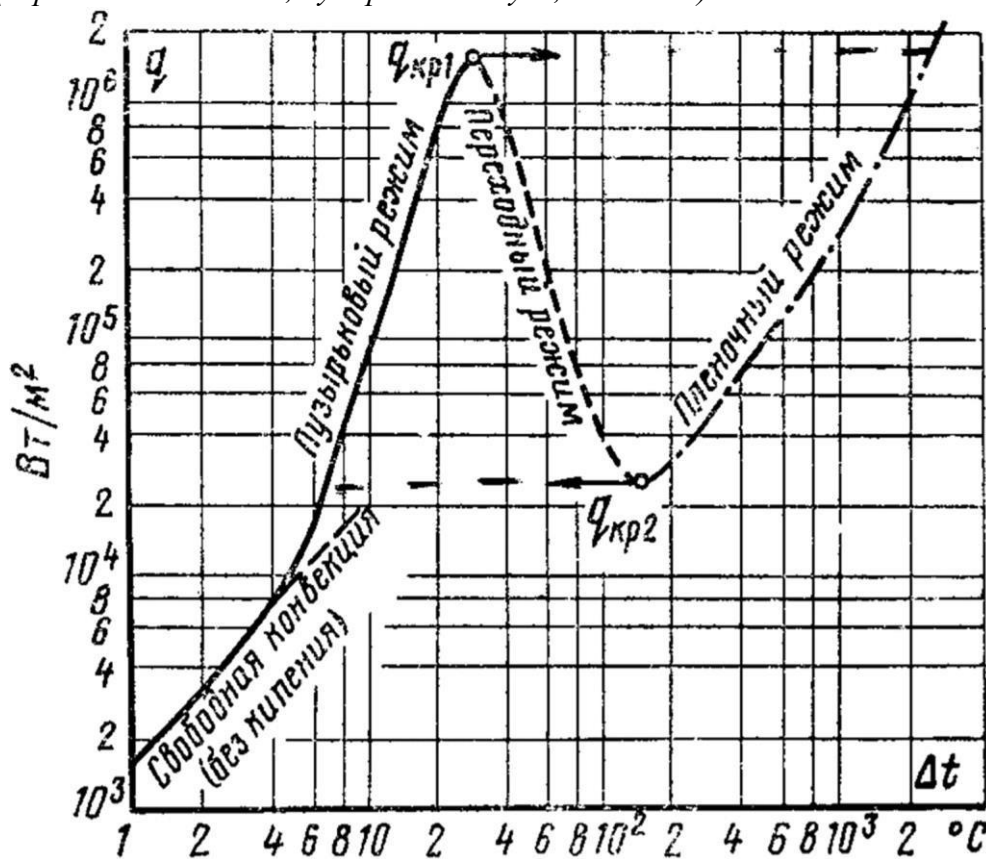
Чем чище жидкость, тем более высоким оказывается начальный перегрев, необходимый для возникновения кипения.

Высокий начальный перегрев, необходимый для вскипания чистой жидкости, объясняется затрудненностью самопроизвольного образования внутри жидкости

начальных маленьких пузырьков пара (зародышей) из-за значительной энергии взаимного притяжения молекул в жидкости.

Начальный перегрев снижается в том случае, когда стенки сосуда, в котором происходит нагревание жидкости, имеют адсорбированный на поверхности газ, микрошероховатость, а также различные неоднородности и включения, понижающие молекулярное сцепление жидкости с поверхностью.

При подводе теплоты через такую поверхность образование пузырьков наблюдается в отдельных точках поверхности, так называемых *центрах парообразования (неровностях стенки, пузырьках воздуха, пылинках)*.



На рисунке показано изменение теплового потока, отводимого в жидкость, при её кипении.

При повышении температурного напора Δt (стенка снаружи обогревается некой средой, температуру которой постепенно увеличивают) значительно возрастает

поток теплоты, который отводится от поверхности нагрева к кипящей жидкости.

Вся эта теплота в конечном счете расходуется на образование пара. Поэтому уравнение теплового баланса при кипении имеет вид

$$Q = rG'' = r\rho''L = r\rho''w_*F$$

где r – теплота фазового перехода жидкости, Дж/кг;

G'' – количество пара, образующегося в единицу времени в результате кипения жидкости и отводимого от ее свободной поверхности, кг/с;

w_* – скорость парообразования на единицу поверхности теплообмена F в единицу времени, м³/(м²·сек)

Тепловой поток Q при увеличении температурного напора Δt растет не беспредельно. При некотором значении Δt он достигает максимального значения, а при дальнейшем повышении Δt начинает уменьшаться.

До момента достижения максимального теплового потока режим кипения называют *пузырьковым*.

Максимальную тепловую нагрузку при пузырьковом кипении называют *первой критической плотностью теплового потока* и обозначают $q_{кр1}$.

Для воды при атмосферном давлении первая критическая плотность теплового потока составляет $q_{кр1} \approx 1,2 \cdot 10^6$ Вт/м²;

соответствующее критическое значение температурного напора $\Delta t_{кр1} = 25 - 35^\circ\text{C}$.

Значения $q_{кр1}$ при кипении жидкости на горизонтальных трубах и плитах в условиях свободного движения рассчитывают из соображений (методом анализа размерностей):

$$\left\{ \begin{array}{l} w'' = \frac{q}{r\rho''}, \text{ — скорость парообразования, м}^3/(\text{м}^2\text{сек}) \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho'' w''^2, \text{ — динамический напор, кг}/(\text{м сек}^2) \\ g(\rho' - \rho'')l, \text{ — сила тяжести, Н}/\text{м}^2 \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\sigma}{l_{сл}}, \text{ — поверхностное натяжение, Н}/\text{м}^2 \end{array} \right. \Rightarrow$$

$$\left\{ \begin{array}{l} l_{сл} = \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho' - \rho'')}}, \text{ — длина слоя теплообмена} \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} (\rho' w''^2)_{\partial 1} = \frac{\sigma}{g(\rho' - \rho'')l} \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} w'' = \frac{q_{\partial 1}}{r\rho''} \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{q_{\partial 1}}{r\rho''} \end{array} \right.$$

=>

$$q_{кр1} = 0,14r\sqrt{\rho'} \cdot \sqrt[4]{\sigma g(\rho' - \rho'')}$$

На интенсивность теплообмена при кипении оказывает влияние целый ряд факторов, не поддающихся строгому теоретическому анализу. Поэтому закономерности теплоотдачи при кипении в основном получают опытным путём.

Чтобы распространить результаты экспериментов на возможно большее число процессов кипения, при получении обобщающих формул часто используются различные гипотезы, основанные на физических представлениях о кипении.

При увеличении температурного напора (или теплового потока) отдельные пузырьки сливаются друг с другом с образованием целых паровых «столбов».

Однако в тонком поверхностном слое у самой стенки по-прежнему преобладает жидкая фаза. Термическое сопротивление этого слоя и определяет интенсивность теплоотдачи при развитом пузырьковом кипении.

Толщина слоя по мере увеличения тепловой нагрузки снижается, что приводит к увеличению интенсивности теплоотдачи.

Коэффициент теплоотдачи при пузырьковом кипении можно определить по формуле Лабунцова (как сказано выше, в модели учитывается существование тонкой жидкостной плёнки на поверхности теплообмена):

$$\alpha = 0,075 \left(1 + 10 \left(\frac{p_s}{p_s - p'} \right)^{2/3} \right) \left(\frac{\lambda'^2}{v' \sigma T_s} \right)^{1/3} q^{2/3}$$

Для удобства расчёта α кипящей воды в пузырьковом режиме:

$$\alpha = \frac{3,4 p_s^{0,18}}{1 - 0,0045 p_s} q^{2/3}$$

При бóльших значениях Δt наступает второй, *переходный* режим кипения.

Он характеризуется тем, что как и на самой поверхности нагрева, так и вблизи нее пузырьки непрерывно сливаются между собой, образуются большие паровые полости.

Доступ жидкости к поверхности теплообмена постепенно затрудняется. В отдельных местах поверхности возникают «сухие» пятна. Такие участки как бы «выключаются» из теплообмена, т.к. отвод теплоты непосредственно к пару происходит существенно менее интенсивно.

Это и определяет резкое снижение теплового потока и коэффициента теплоотдачи в области переходного режима кипения.

Наконец, при некотором Δt вся поверхность нагрева обволакивается сплошной пленкой пара, оттесняющей жидкость от поверхности. Наступает третий, *пленочный* режим кипения.

Перенос теплоты в режиме пленочного кипения осуществляется путем конвективного теплообмена и излучения через паровую пленку.

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин		76/11
Лекционный комплекс		95 беттің 1 беті

инимальное значение тепловой нагрузки при пленочном кипении называется *второй критической плотностью теплового потока* $q_{кр2}$.

$$q_{\dot{\delta}2} = 0,9\alpha_{\dot{\delta},i} \left(0,905 \cdot T_{\dot{\delta}\dot{\delta}} + 0,095 \cdot T_{\dot{\delta}\dot{\delta}} \right) \left\{ \frac{T_s}{T_{\dot{\delta}\dot{\delta}}} \right\}$$

или

$$q_{\dot{\delta}2} = r\rho''^4 \sqrt{\frac{\sigma g (\rho' - \rho'')}{\rho'^2}}$$

При атмосферном давлении для воды момент начала пленочного кипения

характеризуется температурным напором $\Delta t = t_c - t_s \approx 150^\circ\text{C}$, т.е. температура поверхности t_c составляет примерно 250°C .

Стационарное кипение в переходном режиме на практике может наблюдаться в том случае, когда температура поверхности нагрева поддерживается неизменной.

На практике встречаются условия, когда к поверхности подводится фиксированный тепловой поток $q = \text{const}$. В условиях $q = \text{const}$ температура поверхности t_c и соответственно температурный напор Δt зависят от режима кипения жидкости. *При таких условиях переходный режим стационарно существовать не может.*

При постепенном повышении тепловой нагрузки q температурный напор Δt возрастает в соответствии с линией пузырькового режима кипения.

Новые условия возникают тогда, когда подводимая плотность теплового потока достигает значения, которое соответствует первой критической плотности теплового потока $q_{кр1}$.

Теперь при любом незначительном (даже случайном) повышении величины q возникает избыток между количеством подводимой к поверхности теплоты и той максимальной тепловой нагрузкой $q_{кр1}$, которая может быть отведена в кипящую жидкость. Этот избыток ($q - q_{кр1}$) вызывает увеличение температуры поверхности, т.е. начинается нестационарный разогрев материала стенки.

В итоге разность между подводимым и отводимым количеством теплоты быстро нарастает во времени. За доли секунды температура материала поверхности нагрева возрастает на сотни градусов, и лишь при условии, что стенка достаточно тугоплавкая, кризис заканчивается благополучно новым стационарным состоянием, отвечающим области пленочного кипения при весьма высокой температуре поверхности.

OŃTÚSTIK QAZAQSTAN MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

На рисунке этот кризисный переход от пузырькового режима кипения к пленочному условно показан стрелкой как «перескок» с кривой пузырькового кипения на линию пленочного кипения при той же тепловой нагрузке $q_{кр1}$.

и отводе теплоты и достижении $q_{кр2}$ жидкость начинает достигать (смачивать) поверхность нагрева. Отвод теплоты растет и превышает подвод теплоты, вследствие чего *возникает быстрое охлаждение поверхности*. Происходит быстрая смена режимов, и устанавливается стационарное пузырьковое кипение.

Этот обратный переход (второй кризис) также условно показан стрелкой как «перескок» с кривой пленочного кипения на линию пузырькового кипения при $q = q_{кр2}$.

Пузырьковое кипение. Наблюдения показывают, что при увеличении

температурного напора $\Delta t = t_c - t_s$, а также давления p на поверхности нагрева увеличивается число активных центров парообразования z .

В итоге все большее количество пузырьков непрерывно возникает, растет и отрывается от поверхности нагрева. Вследствие этого увеличиваются турбулизация и перемешивание пристенного пограничного слоя жидкости. Все это способствует улучшению теплоотдачи.

В момент образования пузырька на него действует сила давления p окружающей жидкости и сила поверхностного натяжения σ на поверхности пузырька.

Минимальный радиус парового пузырька можно рассчитать из уравнения Лапласа, определяющего условие равновесия сил (для существования парового пузырька сила давления пара внутри пузырька p_n должна быть не меньше суммы всех внешних сил, действующих на паровой пузырёк).

$$\Delta p = p_n - p_{ж} = \frac{2\sigma}{R_{мин}}, \quad R_{мин} = \frac{2\sigma}{\Delta p},$$

Пленочное кипение. При пленочном режиме кипящая жидкость отделена от поверхности нагрева паровой пленкой, причем температура поверхности t_c значительно превышает температуру насыщения t_s .

Поэтому наряду с конвективным теплообменом между поверхностью и паровой пленкой теплота переносится и тепловым излучением.

Интенсивность конвективного теплообмена при пленочном кипении определяется термическим сопротивлением паровой пленки.

4.4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

4.5. Литература:

Основная:

1. Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
2. Орымбетов Ә.М. Жылу техникасының негіздері. Шымкент. ОҚМУ, 2005 – 250 б.

OŃTÚSTIK QAZAQSTAN MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии.9-е изд. - М.: Химия, 1973
4. Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
5. Ақбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
6. Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

7. Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии.3-е изд. - Л.: Химия,.
8. Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой– Москва, Академия – 2006 г.
9. Баскаков. Теплотехника – М.: Высшая школа 1986

4.6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) Дайте определения процессам изменения агрегатных состояний () веществ.
- 2) Опишите пузырьковый режим кипения.
- 3) Опишите пленочный режим кипения.
- 4) Определите критический радиус пузырька.
- 5) Определите коэффициент теплоотдачи при кипении в большом объеме.

5.1. Тема: Теплоотдача при конденсации пара.

5.2. Цель: Ознакомить студентов с теплообменом при конденсации пара.

5.3. Тезисы лекции:

1. Пленочная и капельная конденсации.
2. Теория Нуссельта конденсации.
3. Поправочные коэффициенты к теории Нуссельта.
4. Расчет коэффициента теплоотдачи конденсации при турбулентном течении пленки.
5. Промышленные виды конденсации.

Краткое содержание лекции

Конденсация кезінде жылуберу. Заттың бу күйден сұйыққа айналу процесін конденсация деп атайды. Конденсация кезінде булану жылуы бөлінеді. Сондықтан конденсация процесі кезінде жылуды алып кетеді.

Конденсация процесі бу көлемінде немесе қатты беттерде, будың температурасы қанығу температурасынан төмен болғанда өтеді. Өндірісте қатты беттерде өтетін конденсация жиі кездеседі.

Қатты беттің күйіне байланысты тамшылы және қабыршақты конденсацияларды ажыратады. Тамшылы конденсация кезінде түзілген конденсат қатты бетке жағылмайды, ол жекелеген тамшылар күйінде ағады. Қабыршақты конденсация кезінде конденсат қатты бетке жағылады және қатты бетте тұтас ағатын қабыршақ түзеді.

Тамшылы конденсация кезінде суытылған беттің көп бөлігі бумен тікелей жанасады, сондықтан жылуберу процесінің қарқыны, қабыршақты конденсацияға қарағанда, жоғары болады.

Әдетте жылуалмастыру аппараттарында қабыршақты конденсация байқалады. Бұдың сұйыққа айналуы қабыршақтың сыртқы бетінде өтеді. Бұл беттің температурасын қанығу температурасына тең деп қабылдауға болады, ал қатты бетте конденсаттың температурасы қабырға температурасына тең. Сонымен жылулық шекаралық қабат конденсат қабыршағының қалыңдығына тең.

Ламинарлы қозғалыстағы конденсат қабыршағының жылу беру процесін қарастырамыз. (16.10 сурет). Бұл процесте жылу қабыршақ арқылы жылуөткізгіштікпен тасымалданады. Сонда Фурье заңына сәйкес жылу ағынының тығыздығы

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_s - t_{\delta}) \quad (16.26)$$

Сонымен қатар Ньютон-Рихман заңы бойынша осы жылу ағынының тығыздығы

$$q = \alpha (t_s - t_{\delta}) \quad (16.27)$$

(16.26) және (16.27) теңдеулерінен

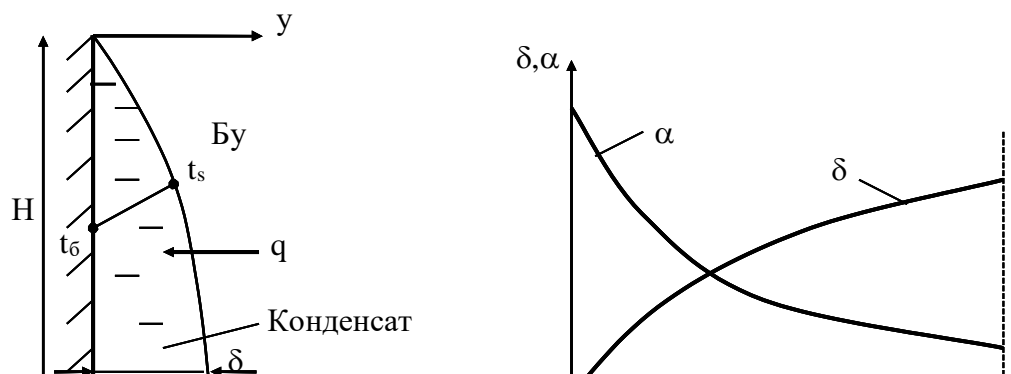
$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta} \quad (16.28)$$

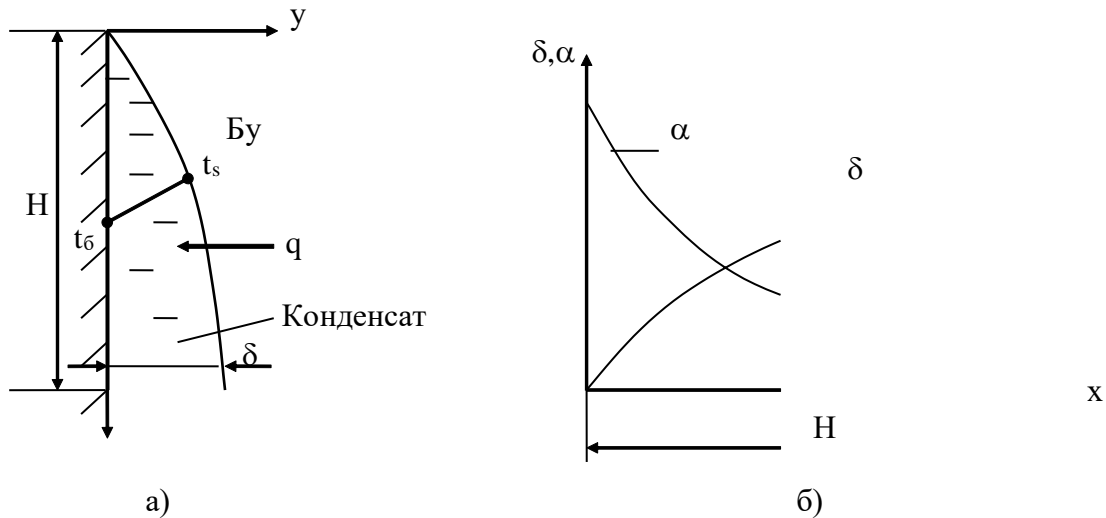
екендігін табамыз. (16.28) теңдеуінен жылу беру коэффициенті конденсаттың қалыңдығына кері пропорционал екенің көреміз, және конденсат қалыңдығы өскен сайын жылу беру азаяды.

Ламинарлы қозғалыстағы қабыршақтың жергілікті жылу беру коэффициентін аналитикалық әдіспен В. Нуссельт анықтады

$$\alpha = \sqrt[4]{\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu (t_s - t_{\delta}) x}} \quad (16.29)$$

Мұнда r – булану жылуы. Сонда тік қабырғаның орташа жылу беру коэффициенті.





16.10 сурет. Тік қабырғадағы қабыршақты конденсация :

а) Конденсаттың ағуы ; б) Жылу беру коэффициентінің және қабыршақ қалыңдығының қабырға бойында өзгеруі.

$$\alpha = \frac{1}{H} \int_0^H \alpha \cdot dx = 0,943 \cdot \sqrt[4]{\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu (t_s - t_\delta) H}} \quad (16.30)$$

(16.29) және (16.30) теңдеулерге конденсаттың жылу физикалық қасиеттерін қанығу температурасында t_s қойылады.

Көлбеу қабырғалар бетіндегі конденсация процесінің жылу беру коэффициентін мына теңдеуден анықтауға болады.

$$\alpha_{\text{көл}} = \alpha_{\text{тік}} \sqrt[4]{\sin \varphi} \quad (16.31)$$

Мұнда φ - қабырғаның горизонтқа көлбеу бұрышы.

Горизонталь құбыр бетіндегі конденсация процесінде (16.31) теңдеуіндегі φ бұрышы 0 ден 180° дейін өзгереді. Олай болса бұл процестің орташа жылу беру коэффициенті

$$\bar{\alpha} = 0,728 \sqrt[4]{\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu (t_s - t_\delta) l}} \quad (16.32)$$

(16.30) және (16.32) теңдеулерін ұқсастық сандар теңдеуі түрінде көрсетуге болады. Ол үшін теңдеулер алдындағы тұрақтыларды c және анықтаушы өлшемді l әріптерімен белгілеп, теңдеулердің екі жағында l/λ көбейтеміз. Сонда

$$\frac{\alpha l}{\lambda} = \left(\frac{r \rho g l^3}{\mu (t_s - t_\delta) \lambda} \right)^{\frac{1}{4}}$$

Алынған теңдіктің оң жағында $\lambda = a c_p \rho$ екенін ескереміз және бөлшектің алымын және бөлімін ν көбейтеміз. Сонда

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

$$\frac{\alpha l}{\lambda} = c \left(\frac{r}{c_p(t_s - t_\delta)} \cdot \frac{gl^3}{\nu} \cdot \frac{\nu}{a} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (16.33)$$

Сонымен конденсация процесінің ұқсастық сандар теңдеуі мына түрде жазылады

$$Nu = c(K \cdot Ga \cdot Pr)^{\frac{1}{4}} \quad (16.34)$$

Мұнда c – тұрақты (тік қабырға үшін $c=0,943$, горизонталь қабырға үшін $c=0,728$);

$$K = \frac{r}{c_p(t_s - t_\delta)} \quad - \text{Кутателадзе ұқсастық саны, фазалық өзгерту жылуының } gl^3$$

конденсаттың суылу жылуына қатынасын сипаттайды; $Ga = \frac{gl^3}{\nu}$ - Галлилей ұқсастық саны, ауырлық күштерінің ішкі үйкеліс күштеріне қатынасын сипаттайды;

$$Pr = \frac{\nu}{a} \quad - \text{Прандтль ұқсастық саны.}$$

Конденсация кезіндегі жылу беруге ықпалы ететін факторлар.

Нуссельт теориясы конденсация процесін жалпы түрде дұрыс сипаттағанымен, көптеген факторлардың ықпалын ескермейді.

Қабырға бетінде конденсаттың ағуы ламинарлы және турбулентті болуы мүмкін, сонымен қатар конденсат қозғалысы беттік керілу күштері әсерінен толқынды қозғалыста да болуы мүмкін. Толқынды қозғалыс кезінде жылу беру коэффициенті ламинарлы қозғалысқа қарағанда ~ 20 % көп екені тәжірибе жүзінде анықталған. Сондықтан толқынды қозғалыстың ықпалын ескеру үшін Нуссельт теңдеуіне түзету еңгізу ұсынылған

$$\alpha = \alpha_{Nu} \cdot \varepsilon_v \quad (16.35)$$

Мұнда $\varepsilon_v = (Re)^{0.04}$ - конденсаттың толқынды қозғалысын ескеретін түзету; Re – қанығу

температурасында және қабырға ұзындығында есептелген Рейнольдс ұқсастық саны.

Қабырға жанында температураның өзгеруіне байланысты конденсаттың жылу физикалық қасиеттері өзгереді. Осыған орай жылу беру процесінің қарқыны да өзгереді. Инженерлік есептеулерде конденсаттың параметрлерін қанығу температурасында анықтаған ыңғайлы, сондықтан конденсат температурасының жылу беруге ықпалын төмендегі түзетумен ескереді.

$$\varepsilon_t = \left[\left(\frac{\lambda}{\lambda'} \right)^3 \cdot \frac{\mu_s}{\mu_\delta} \right]^{\frac{1}{8}} \approx \left(\frac{Pr_s}{Pr_\delta} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (16.36)$$

Өте қызған бу конденсация процесі кезінде булану жылуын және өте қызған жылуын береді

$$r' = r + c_p(t - t_s) \quad (16.37)$$

Мұнда c_p - өте қызған будың жылусыйымдылығы; t - өте қызған будың температурасы. Сондықтан өте қызған будың конденсациялану процесінің жылу беру коэффициентін

Нуссельт теориясы бойынша анықтауға болады, бірақ булану жылуының орнына (16.37) теңдеуі бойынша анықталған жылуды қою керек.

Егер конденсация процесі кезінде конденсаттың ағу бағыты будың қозғалу бағытымен сәйкес келсе, үйкеліс күштерінің әсерінен конденсат жылдамдығы артады, оның термиялық кедергісі төмендейді. Сондықтан жылу беру процесінің қарқыны артады. Конденсаттың ағу бағыты будың қозғалу бағытына қарсы болса, конденсаттың қалыңдығы көбейеді, ал жылу беру коэффициенті төмендейді.

Бүдірленген немесе тот басқан беттерде конденсация процесінің жылу беру коэффициенті төмендейді. Себебі олар конденсаттың қозғалуына кедергі болып, оның қалыңдығын өсіреді, термиялық кедергісін арттырады.

Различают два вида промышленной конденсации:

1. Поверхностную, при которой конденсирующиеся пары и охлаждающий агент разделены стенкой, и конденсация паров происходит на внутренней или внешней поверхности холодной стенки.
2. Конденсацию смешением, при которой конденсирующиеся пары непосредственно соприкасаются с охлаждающим агентом. Проводят в тех случаях, когда конденсируемые пары не представляют ценности.

Рассмотрим поверхностную конденсацию.

Тепловой баланс можно представить в виде:

$$DI + WC_{\text{вн}}t_{\text{вн}} = DC_k t_k + WC_{\text{вк}}t_{\text{вк}} + Q_n$$

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

I – энтальпия поступающего пара, кДж/кг;

W – количество воды, поступающего на охлаждение,

кг/ч;

$C_{\text{в}}$ – теплоемкость воды, кДж/кг·град;

C_k – теплоемкость конденсата, кДж/кг·град;

t_k – температура конденсата, °С;

$t_{\text{вн}}$ – начальная температура воды, °С;

$t_{\text{вк}}$ – конечная температура воды, °С;

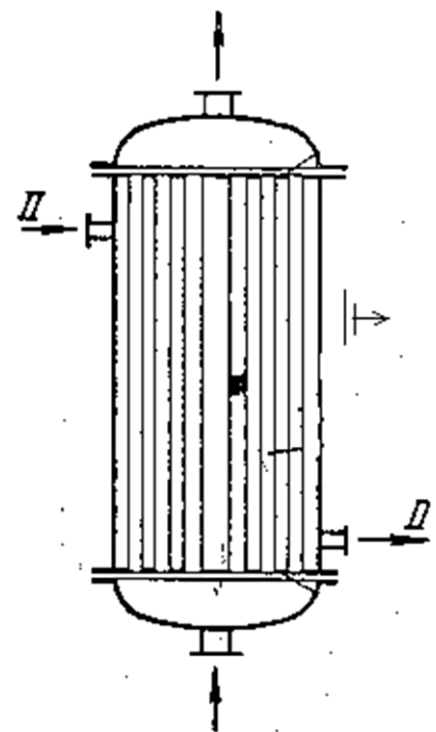
Q_n – потери тепла в окружающую среду, кДж/ч.

Расход охлаждающей воды

$$W = \frac{D(I - C_k t_k) - Q_n}{C_{\text{в}}(t_{\text{вк}} - t_{\text{вн}})}$$

Конденсация смешением Если конденсации подвергаются пары жидкостей, не растворимых в воде, или пар является неиспользуемым отходом, охлаждение и конденсацию проводят путем непосредственного смешения с водой. Этот процесс осуществляется в аппаратах, называемых конденсаторами смешения.

Однако из самых распространенных конструкций конденсаторов смешения является сухой полочный барометрический конденсатор.



ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

Пар на конденсацию поступает в конденсатор 1 через штуцер в нижней части аппарата. В конденсаторе расположен ряд перфорированных полок 2. Охлаждающая вода подается на верхнюю полку. Образовавшийся конденсат вместе с охлажденной водой отводится, выводится из нижней части аппарата. Воздух отводится из верхней части аппарата и пройдя через брызгоуловитель 3 удаляется из системы с помощью вакуум насоса.

Барометрическая труба 4 и сборник 5 играют роль гидравлического затвора, препятствующего проникновению наружного воздуха в аппарат.

5.4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

6.5. Литература:

Основная:

1. Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
2. Орымбетов Ә.М. Жылу техникасының негіздері. Шымкент. ОҚМУ, 2005 – 250 б.
3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. - М.: Химия, 1973
4. Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
5. Ақбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
6. Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

7. Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. - Л.: Химия, .
8. Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой–Москва, Академия – 2006 г.

6.6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) Какой процесс называется конденсацией?
- 2) Опишите виды конденсации.
- 3) Назовите преимущество капельной конденсации по сравнению с пленочной.
- 4) Опишите дополнительных факторов, влияющих на процесс конденсации.
- 5) Опишите производственных видов конденсации.

1. Тема 9: Теплообменные аппараты.

2. Цель: Ознакомить студентов с теплообменными аппаратами и методикой их расчета

3. Тезисы лекции:

1. Классификация теплообменных аппаратов.

2. Уравнение теплового баланса и теплопередачи.
3. Расчет теплообменных аппаратов.

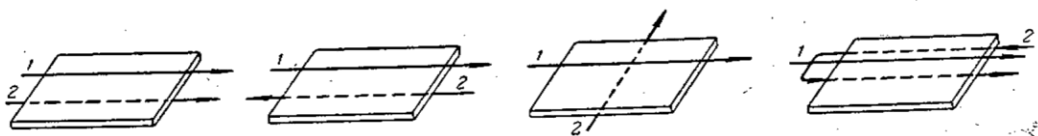
Краткое содержание лекции

Аппараты, предназначенные для проведения тепловых процессов, называют теплообменниками. По принципу действия теплообменные аппараты делятся на рекуперативные, регенеративные и смешительные.

В рекуперативных аппаратах – теплоносители разделены стенкой и тепло передается от одного теплоносителя к другому через эту разделяющую их стенки.

В регенеративных аппаратах – одна и та же поверхность твердого тела омывается попеременно различными теплоносителями. При омывании твердого тела одним из теплоносителей оно нагревается за счет его тепла; при омывании твердого тела другим теплоносителем оно охлаждается, передавая тепло последнему.

В смешительных аппаратах передача тепла происходит при непосредственном соприкосновении и смещении теплоносителей.



Варианты направления жидкостей

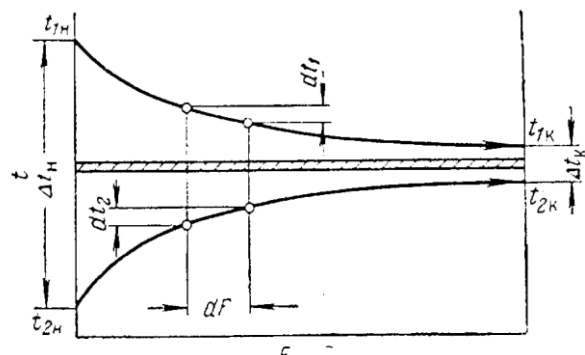
В непрерывных процессах теплообмена возможны следующие варианты направления жидкостей относительно друг друга:

1. Прямоток, при котором теплоносители движутся в одном и том же направлении
2. Противоток, при котором теплоносители движутся в противоположных направлениях
3. Перекрестный ток, при котором теплоносители движутся взаимно перпендикулярно друг другу
4. Смешанный ток, при котором один из теплоносителей движутся в одном направлении, а другой – как прямоток и при противотоком к первому.

Уравнение теплового баланса и теплопередачи

G_1 - горячий теплоноситель, G_2 - холодный теплоноситель, имеющий теплоемкость C_2 . На элементе поверхности теплообмена dF более нагретый теплоноситель охлаждается на dt_1 град, а более холодный нагревается на dt_2 град.

Уравнения теплового баланса имеет вид:



Изменение температуры теплоносителей

при параллельном токе

$$dQ = G_1 C_1 (-dt_1) = G_2 C_2 dt_2$$

или

$$dQ = W_1 (-dt_1) = W_2 dt_2$$

где W_1, W_2 – водяные эквиваленты теплоносителей, знак «минус» указывает на

охлаждение более нагретого теплоносителя.

Следовательно,

$$-dt_1 = \frac{dQ}{W_1} \text{ и } dt_2 = \frac{dQ}{W_2}$$

Складывая эти выражения и обозначая $\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2} = m$, получим:

$$d(t_1 - t_2) = -dQ \left(\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2} \right) = -dQm$$

или $d(\Delta t) = -dQm$

Вместе с тем $dQ = KdF\Delta t$, поэтому

$$d(\Delta t) = -KdF\Delta tm$$

Разделив переменные и интегрируя полученное выражение и приняв коэффициент теплопередачи K величиной постоянной, получим:

$$\int_{\Delta t_n}^{\Delta t_K} \frac{d(\Delta t)}{\Delta t} = -mK \int_0^F dF$$

или

$$\ln \frac{\Delta t_K}{\Delta t_n} = -mKF \quad (A)$$

Уравнения теплового баланса для всей поверхности теплообмена

$$Q = W_1(t_{1n} - t_{1K}) = W_2(t_{2n} - t_{2K})$$

Откуда

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{W_1} + \frac{1}{W_2}} = \frac{t_{1n} - t_{1K} + t_{2K} - t_{2n}}{Q} = \frac{(t_{1n} - t_{2n}) - (t_{1K} - t_{2K})}{Q} = \frac{\Delta t_n - \Delta t_K}{Q}$$

Подставив значение m в уравнении (A) получим

$$\ln \frac{\Delta t_K}{\Delta t_n} = -K \frac{\Delta t_n - \Delta t_K}{Q} F$$

Откуда уравнение теплопередачи

$$Q = -KF \frac{\Delta t_n - \Delta t_K}{\ln \frac{\Delta t_K}{\Delta t_n}} = KF \frac{\Delta t_n - \Delta t_K}{\ln \frac{\Delta t_n}{\Delta t_K}}$$

Согласно с основным уравнением теплопередачи, средняя движущая сила

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН

MEDISINA

AKADEMIASY

«Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ



SOUTH KAZAKHSTAN

MEDICAL

ACADEMY

АО «Южно-Казакстанская медицинская академия»

Кафедра Инженерных дисциплин

Лекционный комплекс

76/11

95 беттің 1 беті

представляет собой среднюю логарифмическую разность температуры (при $K_1 W_1 W_2 = const$)

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин		76/11 95 беттің 1 беті
Лекционный комплекс		

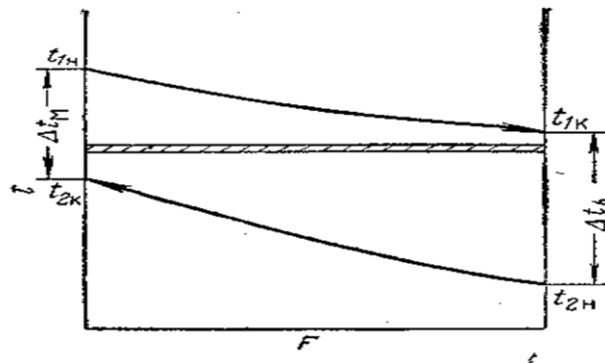
При отношении разности температур теплоносителей $\frac{|\Delta t_H|}{\Delta t} \cdot 2 \Delta t_{cp}$ можно принимать как среднеарифметическую, т.е.

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_H + \Delta t_K}{2}$$

Путем рассуждений, аналогичных выше приведенных, может быть получено уравнение теплопередачи для противотока жидкостей:

$$Q = -KF \frac{\Delta t_n - \Delta t_k}{\ln \frac{\Delta t_n}{\Delta t_k}} = KF \frac{\Delta t_n - \Delta t_k}{\ln \frac{\Delta t_n}{\Delta t_k}} \quad Q = KF \frac{(t_{1K} - t_{2H}) - (t_{1H} - t_{2K})}{2,3 \lg \frac{t_{1K} - t_{2H}}{t_{1H} - t_{2K}}} = KF \frac{\Delta t_n - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_n}{\Delta t_m}}$$

Величина Δt_n представляет собой разность температур на том конце теплообменника, где она больше; Δt_m – меньшая разность температур на противоположном конце теплообменника.



Изменение температуры теплоносителей при движении жидкостей противотоком

Расчет теплообменных аппаратов

При проектировании теплообменников их тепловой расчет сводится к определению необходимой поверхности теплообмена F при известных расходах и температурах теплоносителей.

Тепловой расчет производят в следующей последовательности:

1. Определение тепловой нагрузки и расхода теплоносителей. Тепловую нагрузку определяют по уравнению теплового баланса:

$$Q = G_1 (I_{1H} - I_{1K}) = G_2 (I_{2K} - I_{2H})$$

где G_1 – расход более нагретого теплоносителя;

I_{1H}, I_{1K} – его начальная и конечная энтальпии;

G_2 – расход более холодного теплоносителя;

I_{2K}, I_{2H} – его начальная и конечная энтальпии.

Из этого уравнения также определяют расходы теплоносителей.

2. Определение средней разности температур теплоносителей

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин		76/11
Лекционный комплекс		95 беттің 1 беті

3. Определение коэффициента теплопередачи и поверхности теплообмена. Когда перенос тепла происходит через плоскую стенку, коэффициент теплопередачи определяют по уравнению:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

где $\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i}$ – сумма термических сопротивлений собственно стенки и загрязнений.

Для определения K предварительно необходимо рассчитать коэффициент теплоотдачи α_1, α_2 по обе стороны стенки, а также термическое сопротивление самой стенки.

Для вычисления α часто необходимо знать температуру стенки t_{cm} или удельную тепловую нагрузку q . В таких случаях коэффициент α обычно рассчитывают методом последовательных приближений: величинами t_{cm} и q задаются и после определения коэффициента K проверяют.

Коэффициент α также определяют из критерия Nu :

$$Nu = \frac{\alpha d_3}{\lambda}; \quad \alpha = \frac{Nu \lambda}{d_3}$$

Значение критерия Nu используют опытные данные по теплоотдаче.

Термические сопротивления стенки и загрязнений находят в зависимости от толщины слоя загрязнения и от толщины собственно стенки.

Определив K , находят величину поверхности теплообмена по основному уравнению теплопередачи:

$$Q = KF\Delta t_{cp}; \quad F = \frac{Q}{K\Delta t_{cp}}$$

Конструктивный расчет производят после теплового расчета.

$$\text{Число труб } n = \frac{F}{\pi d_p L}$$

где d_p – расчетный диаметр трубы;

L – длина трубы.

Внутренний диаметр кожухотрубного теплообменника рассчитывают по формуле:

$$D_{вн} = S(v - 1) + 4d_n$$

где S – шаг между трубами;

v – число труб;

d_n – наружный диаметр труб.

Гидравлический расчет теплообменника

Гидравлическое сопротивление теплообменников находят по общей формуле с учетом потери напора на трение и местные сопротивления:

$$\Delta P = \left(\lambda \frac{l}{d_3} + \sum \zeta_{с.м.} \right) \frac{\rho \omega^2}{2}$$

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

5. Литература:

Основная:

- 1) Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
- 2) Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. - М.: Химия, 1973
- 3) Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
- 4) Акбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
- 5) Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

- 1) Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. - Л.: Химия,.
- 2) Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой–Москва, Академия – 2006 г.
- 3) Баскаков. Теплотехника – М.: Высшая школа 1986

6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) Как классифицируются теплообменники по принципу действия?
- 2) Как классифицируются теплообменники по направлению движения теплоносителей?
- 3) Составьте тепловой баланс теплообменного аппарата.
- 4) Напишите уравнение теплопередачи теплообменного аппарата.
- 5) Как определяется средний температурный напор?
- 6) Объясните методику теплового расчета теплообменного аппарата.

1. Тема 7: Выпаривание.

2. Цель: Ознакомление студентов с теоретическими основами работы одно- и много корпусных выпарных установок.

3. Тезисы лекции:

1. Однокорпусные выпарные установки.
2. Многокорпусные выпарные установки.

Краткое содержание лекции

Выпариванием называется концентрирование растворов нелетучих или малолетучих веществ в жидких растворителях.

В качестве греющего агента в подавляющем большинстве случаев используют водяной пар, который называют греющим или первичным.

Пар, образующийся при выпаривании кипящего раствора, называется вторичным. Выпаривание над атмосферным давлением, а иногда и выпаривание над вакуумом проводят в однокорпусных выпарных установках.

Однако, наиболее распространены многокорпусные выпарные установки, состоящие из нескольких выпарных аппаратов.

Однокорпусные выпарные установки Материальный баланс

На выпаривание поступает G_H кг/с, исходного раствора концентрацией X_H и удаляется G_K кг/с упаренного раствора концентрацией X_K .

Если в выпарном аппарате выпаривается w кг/с растворителя (воды), то материальный баланс аппарата выражается уравнением:

$$G_H = G_K + W \quad (1)$$

Материальный баланс по абсолютно сухому веществу:

$$\frac{G_H X_H}{100} = \frac{G_K X_K}{100} \quad (2)$$

Из (2) производительность аппарата по упаренному раствору G_K :

$$G_K = \frac{G_H X_H}{X} \quad (3)$$

По выпариваемой воде:

$$W = G_H - G_K = G_H \left(1 - \frac{X_H}{X}\right) \quad (4)$$

Тепловой баланс

Для составления теплового баланса определим приход и расход тепла согласно схеме на рис 1.

Приход тепла

С исходным раствором $G_H i_H$
С греющим паром DI_{Γ}

Расход тепла

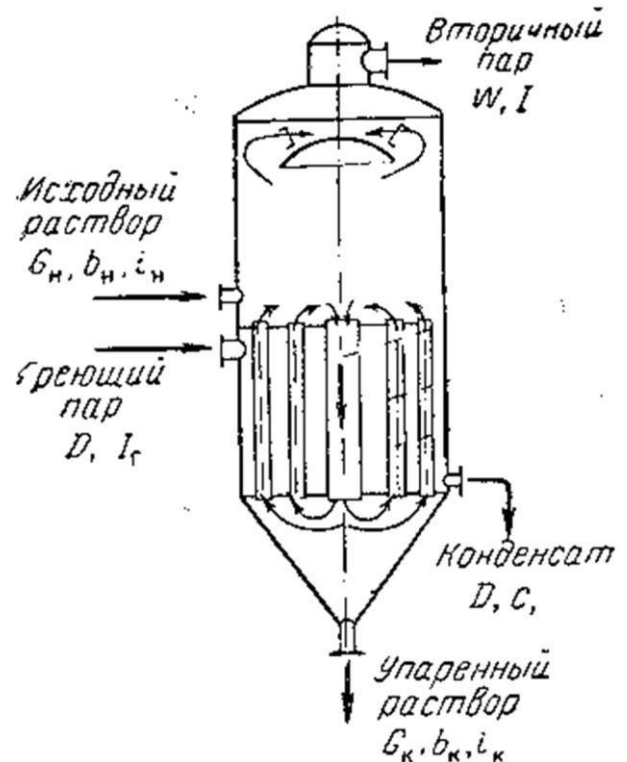
С упаренным р-ром $G_K I_K$
Со вторичным паром wI
С паровым конденсатом $D_{ct} t_e$
Потеря тепла в окружающую среду Q_n
Теплота концентрированная $Q_{конц.}$

Соответственно уравнение теплового баланса имеет вид:

$$G_H I_H + DI_{\Gamma} = G_K I_K + wI + D_{ct} t_e + Q_n + Q_{конц.} \quad (5)$$

где, D – расход греющего пара

I, I_{Γ}, i_H, i_K – энтальпии вторичного и греющего пара, исходного и упаренного раствора соответственно. Здесь $I = c \cdot t$.



ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин		76/11
Лекционный комплекс		95 беттің 1 беті

Рассматривая исходный раствор как смесь упаренного раствора и испаренной влаги при постоянной температуре кипения раствора t_k , можно записать:

$$G_n C_n t_k = G_k C_k t_k + w C_v t_k$$

Отсюда: $G_k C_k = G_n C_n - w C_v$

Представляя значения i_n , i_k и $G_k C_k$ в (5) получим:

$$G_n C_n t_n + D I_\Gamma = G_n C_n t_k - w C_v t_k + w I + D c t_v + Q_{\text{конц.}} + Q_n \quad (6)$$

Из (6) определим тепловую нагрузку выпарного аппарата Q :

$$Q = D (I_\Gamma - C t_v) = G_n C_n (t_k - t_n) + w (I - C t_k) + Q_{\text{конц.}} + Q_n \quad (7)$$

Из (7) может быть определен расход греющего пара:

$$D = \frac{G_n C_n (t_k - t_n) + w (I - C t_k) + Q_{\text{конц.}} + Q_n}{I_\Gamma - C t_v = r} \quad (8)$$

где: r – теплота конденсации вторичного пара.

Теплота концентрирования $Q_{\text{конц.}}$ выражает тепловой эффект концентрирования раствора. Она равна разности интегральных теплот растворения исходного и концентрированного растворов, взятых с обратным знаком. Поверхность нагрева непрерывно действующего выпарного аппарата определяется на основе уравнение теплопередачи:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{пол.}}}$$

где, Q – тепловая нагрузка аппарата;

K – коэффициент теплопередачи;

$\Delta t_{\text{пол.}}$ – полезная разность температур.

$\Delta t_{\text{пол.}}$ представляет собой разность температуры конденсации греющего пара T и температуры кипения выпариваемого раствора, t_k :

$$\Delta t_{\text{пол.}} = T - t_k \quad (9)$$

Температурные потери и температура кипения растворов. В выпарном аппарате возникают температурные потери, общая величина которых складывается из температурной депрессий Δ' , гидростатической депрессии Δ'' и гидравлической депрессии Δ''' .

Температурная депрессия Δ' равна разности между температурой кипения раствора и температурой кипения чистого растворителя при одинаковом давлении.

$$\text{По правилу Бабо } \frac{P_2}{P_1} = K = \text{const} \quad (10)$$

P_1, P_2 – давление пара соответственно раствора и растворителя.

$$\Delta' = t_2' - t_1' \quad (11)$$

t_1' – температура раствора при P_1

t_2' – температура растворителя при P_2

Величину Δ' при любом давлении можно получить пользуясь уравнением И.А. Тищенко:

$$\Delta' = \frac{-2 T^2 \Delta'_{\text{атм.}}}{1,62 \cdot 10^7 r} \quad (12)$$

$\Delta'_{\text{атм.}}$ – температура депрессии при атмосферном давлении;

T , r – температура кипения растворителя и его теплота испарения при данном давлении.

Депрессия Δ'' обусловлена тем, что некоторая часть высоты кипяtilьных труб заполнена жидкостью. Содержание пара в ней резко возрастает по направлению к верхней кромке труб.

Вследствие гидростатического давления столба жидкости в трубах $t_{кип.}$ нижерасположенных слоев жидкости в них будет больше, чем $t_{кип.}$ вышерасположенных. Повышение $t_{кип.}$ раствора, связанное с указанным гидростатическим эффектом, называется гидростатической депрессией.

Разность между температурой воды $t_{в.}$ и температурой вторичного пара T' определяет величину Δ'' :

$$\Delta' = t_{в.} - T' \quad (13)$$

Гидравлическая депрессия обусловлена гидравлическими сопротивлениями, которые должен преодолеть вторичный пар при его движении через сепарационные устройства и паропроводы. Вызванное этим уменьшение давления вторичного пара приводит к некоторому снижению его температуры насыщения. В среднем величина Δ''' может быть принята равной 1°C .

Многокорпусные выпарные установки

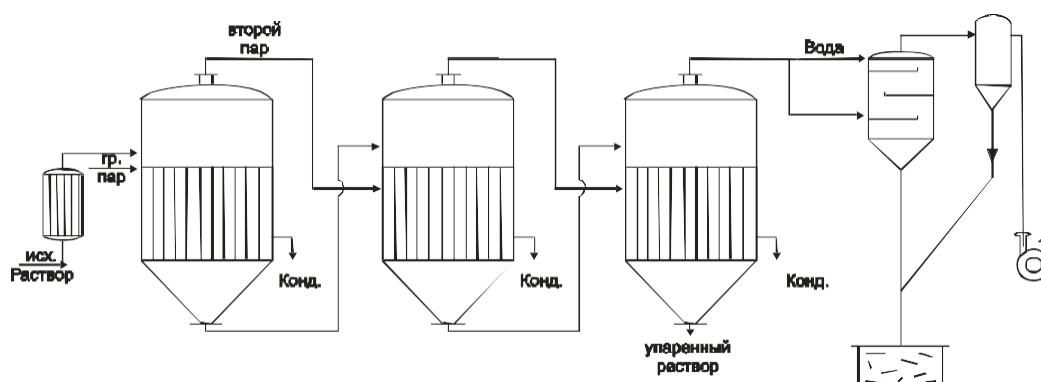


Рис. 13.2 Многокорпусная прямоточная вакуум-выпарная установка

Исходный раствор, предварительно нагретый до $t_{кип.}$, поступает в первый корпус, обогреваемый первичным греющим паром.

Вторичный пар из этого корпуса направляется в качестве греющего во второй корпус, где вследствие пониженного давления раствор кипит при более низкой температуре, чем в первом. Ввиду более низкого давления во втором корпусе раствор, упаренный в первом корпусе, перемещается самотеком во второй корпус и здесь охлаждается до $t_{кип.}$ в этом корпусе. Аналогично упаренный раствор из второго корпуса перетекает самотеком в третий корпус.

Вторичный пар из последнего корпуса отводится в барометрический конденсатор, в котором при конденсации пара создается требуемое разрежение.

Основные схемы многокорпусных установок

Применяемые схемы многокорпусных выпарных установок различаются по давлению вторичного пара в последнем корпусе. В связи с этим признаком установки делятся на работающие под разрежением и под избыточным давлением.

Различают также по взаимному направлению движения греющего пара и выпариваемого раствора. Кроме наиболее распространенных установок с прямоточным движением пара и раствора, применяются также противоточные выпарные установки, в которых греющий пар и выпариваемый раствор перемещается из корпуса в корпус в противоположных направлениях.

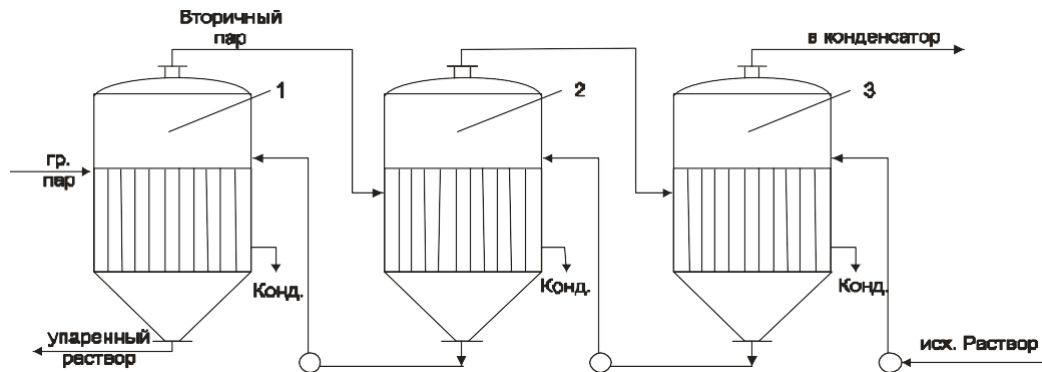


Рис. 13.3 Многокорпусная прямоточная вакуум-выпарная установка

Исходный раствор подается насосом в последний по ходу греющего пара, из которого раствор перекачивается во второй корпус и т.д. Греющий пар поступает в первый корпус, а вторичный пар из этого корпуса направляется для обогрева второго корпуса и т.д. Существует также схема с параллельным питанием корпусов рис. 4

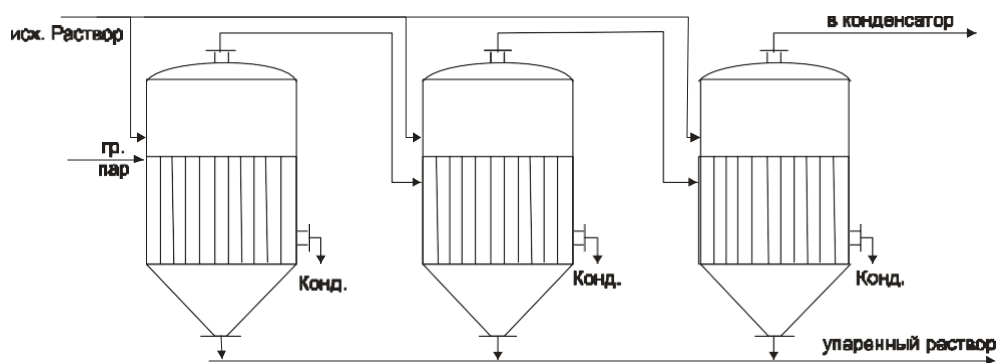


Рис. 13.4 Многокорпусная прямоточная вакуум-выпарная установка

Исходный раствор поступает одновременно во все три корпуса установки. Упаренный раствор, удаляемый из всех корпусов, имеет одинаковую конечную концентрацию.

Материальный баланс

По аналогии с уравнением материального баланса (1) однокорпусного выпарного аппарата составляют материальный баланс для многокорпусной выпарной установки, согласно которому общее количество воды W , выпариваемой во всех корпусах, составляет:

$$W = G_H \left(1 - \frac{X_H}{X_K} \right) \quad (14)$$

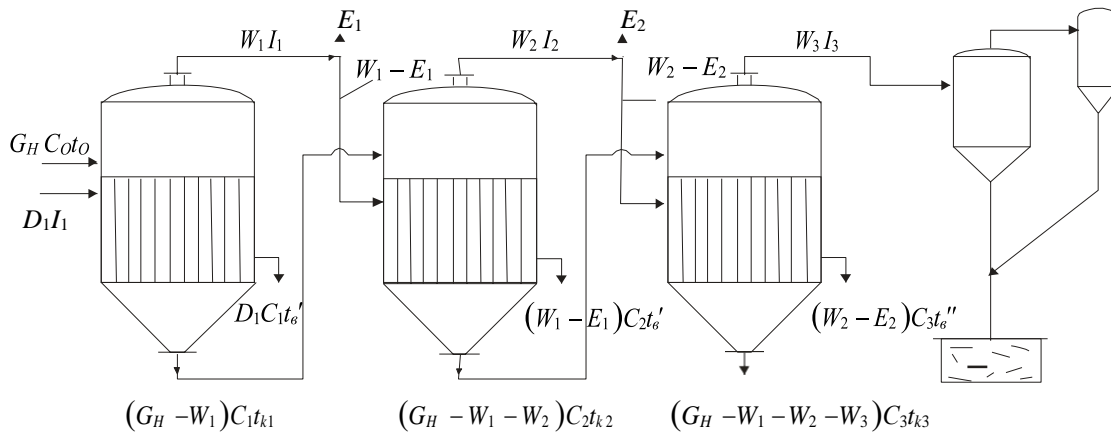
На основе уравнений (1), (2) для однокорпусного аппарата могут быть определены концепции раствора на выходе из каждого корпуса:

$$X_1 = \frac{G_H X_H}{G_H - W_1} \quad (15)$$

$$X_2 = \frac{G_H X_H}{G_H - W_1 - W_2} \quad (16)$$

$$X_3 = \frac{G_H X_H}{G_H - W_1 - W_2 - W_3} \quad (17)$$

Тепловой баланс



D_1 – расход греющего пара, кг/с

I_1 – энтальпия греющего пара, кДж/кг

E_1, E_2, E_3 – расход экстра-пара, соответственно после 1, 2, и 3 корпусов, кг/с.

Расход вторичного пара из первого во второй корпус составляет $(W_1 - E_1)$ кг/с и из второго в третий корпус $(W_2 - E_2)$ кг/с.

W_1, W_2 – количество выпариваемой воды в первом и втором корпусах соответственно.

Уравнения тепловых балансов.

I – корпус

$$Q_1 = D_1(I_1 - C_1 t'_e) = G_H C_0 (t_{k1} - t_0) + W_1(I_1 - C_1 t_{k1}) + Q_{конц} + Q_n \quad (18)$$

II – корпус

$$Q_2 = (W_1 - E_1)(I_2 - C_2 t'_e) = (G_H - W_1)C_2(t_{k2} - t_{k1}) + W_2(I_2 - C_2 t_{k2}) + Q_{конц} + Q_n \quad (19)$$

III – корпус

$$Q_3 = (W_2 - E_2)(I_3 - C_3 t'_e) = (G_H - W_1 - W_2)C_3(t_{k3} - t_{k2}) + W_3(I_3 - C_3 t_{k3}) + Q_{конц} + Q_n \quad (20)$$

OŃTÚSTIK QAZAQSTAN MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

Общая полезная разность температур и её распределение по корпусам

Общая разность температур $\Delta t_{\text{общ}}$ многокорпусной установки представляет собой разность между температурой греющего пара T_1 и температурой вторичного пара T_k' , поступающего из последнего корпуса в конденсатор

$$\Delta t_{\text{общ}} = T_1 - T_k' \quad (21)$$

$\Delta t_{\text{общ}}$ не может быть полностью использована в виду наличия температурных потерь. Для многокорпусной выпарной установки $\Delta t_{\text{пол}}$ равна разности между температурой греющего пара T_1 и температурой конденсации вторичного пара, выходящего из последнего корпуса T'_n , за вычетом суммы температурных потерь $\sum \Delta$ во всех корпусах

$$\sum \Delta t_{\text{пол}} = T_1 - T'_n - \sum \Delta \quad (22)$$

Примерная схема расчета многокорпусной выпарной установки

1. Вычисляют общее количество выпариваемой воды W и распределяют его по корпусам.
2. Из материального баланса по абсолютно сухому веществу находят конечные концентрации раствора по корпусам.
3. Определяют общий перепад давления $\Delta P_{\text{кор}} = \Delta P/n$, n – число корпусов.
4. Находят давление вторичного пара в корпусах
 I – корпус $P_{\text{вт}1} = P_1 - \Delta P_{\text{кор}}$
 II – корпус $P_{\text{вт}2} = P_2 - \Delta P_{\text{кор}}$
 n – корпус $P_n = P_{\text{кон}}$
5. Находят величины температурных потерь.
6. Вычисляют общую разность температур.
7. Определяют общую полезную разность температур $\sum \Delta t_{\text{пол}}$ и распределяют её по корпусам.
8. После распределения $\sum \Delta t_{\text{пол}}$ находят температуры греющего пара, вторичного пара и температуры кипения раствора в корпусах.
9. Определяют расход греющего пара, D .
10. Определяют тепловые нагрузки по корпусам Q_1, Q_2, \dots, Q_n и рассчитывают коэффициент теплопередачи K_1, K_2, \dots, K_n .
11. По общему уравнению теплопередачи поверхности нагрева корпусов F_1, F_2, \dots, F_n .

4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

5. Литература:

Основная:

- 1) Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
- 2) Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. – М.: Химия, 1973
- 3) Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

- 4) Акбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
- 5) Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.
- 6) 16.Таубман Е.И. Выпаривание.- М.: Химия, 1982.- 328 с.

Дополнительная:

- 1) Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии.3-е изд. - Л.: Химия,.
- 2) Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой– Москва, Академия – 2006 г.

6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) В чем заключается процесс выпаривание?
- 2) Как определяется расход греющего пара при выпаривания?
- 3) Чем отличается полезная разность температур от общей разности?
- 4) Дайте технико-экономическую оценку работы одно- и многокорпусных установок.

1. Тема 8: Массообменные процессы.

2. Цель: Ознакомление студентов с теоретическими основами массообменных процессов.

3. Тезисы лекции:

1. Общая характеристика массообменных процессов. Равновесие при массопередаче. Уравнение равновесной линии. Материальный баланс. Уравнение рабочей линии. Скорость массопередачи. Движущая сила массообменных процессов.
2. Уравнение массоотдачи. Коэффициент массоотдачи.
3. Массопередача. Основное уравнение массопередачи. Зависимость между коэффициентами массоотдачи и массопередачи. Средняя движущая сила массопередачи. Определение основных размеров массообменных аппаратов.

Краткое содержание лекции

Процессы массопередачи характеризуются переходом одного или нескольких веществ из одной фазы в другую.

Различают следующие виды процессов массопередачи:

1. Абсорбция – поглощение газа жидкостью, т.е. процесс разделения, характеризующийся переходом вещества из газовой фазы в жидкую. Обратный процесс выделение газа из жидкости называется десорбцией.
2. Экстракция – извлечение вещества, растворенного в жидкости, другой жидкостью. При этом извлечение компонент переходит из одной жидкой фазы в другую.
3. Ректификация - разделение гомогенных жидких смесей путем много-кратного взаимного обмена компонентами между жидкой и паровой фазами.

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

4. Адсорбция – поглощение компонента газа или раствора твердым пористым поглотителем, т.е. процесс разделения, характеризуется переходом вещества из газовой фазы в твердую.

5. Сушка – удаление влаги из твердых материалов путем её испарения. В этом процесс влага переходит из твердой фазы в газовую или паровую.

6. Кристаллизация – выделение твердой фазы в виде кристаллов из растворов или расплавов. Кристаллизация характеризуется переходом вещества из жидкой фазы в твердую.

7. Ионообменные процессы – процесс разделения, основанный на способности некоторых твердых веществ обменивать свои подвижные ионы на ионы растворы электролитов.

Равновесие при массопередаче Знание равновесия в процессах массопередачи позволяет установить пределы, до которых могут протекать эти процессы. В основе равновесия лежит Правило Фаз:

$$\Phi + C = K + 2$$

где, Φ – число фаз; C – число степеней свободы, т.е. число независимых переменных; K – число компонентов системы.

Если система состоит из двух фаз ($\Phi = 2$) и трех компонентов ($K = 3$), согласно правилу фаз, число степеней свободы будет:

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

В случае, если система состоит из двух фаз ($\Phi = 2$) и двух распределяемых компонентов ($K = 2$) имеет только две степеней свободы:

$$C = 2 + 2 - 2 = 2$$

Зависимость между независимыми переменными обычно изображаются на фазовых диаграммах.

Способы выражения состава фаз

1. В объемных концентрациях, принимая за единицу массы 1 кг или 1 кмоль ; объемная концентрация предоставляет собой число килограммов (или киломолей) данного компонента, приходящееся на единицу объема фазы (в $\text{кг} / \text{м}^3$ или $\text{кмоль} / \text{м}^3$).
2. В весовых или мольных долях, представляющих собой отношения килограммов (или киломолей) данного компонента к массе всей фазы, выраженной общим числом килограммов и киломолей.
3. В относительных концентрациях, т.е. в виде отношения килограммов (или киломолей) данного компонента, являющегося распределяемым веществом, к числу килограммов (или киломолей) компонента – носителя.

Фазовое равновесие. Линия равновесия

Рассмотрим в качестве примера процесс массопередачи, в котором аммиак, поглощается из его смеси с воздухом чистой водой, т.е. ввиду отсутствия равновесия переходит из газовой фазы Φ_y с концентрацией y , в жидкую фазу Φ_x с начальной концентрацией $X = 0$. С началом растворения аммиака в воде начнется переход части

его молекул в обратном направлении. С течением времени скорость перехода аммиака в воду будет снижаться, а скорость обратного перехода возрастает. Такой двухсторонний переход будет продолжаться до тех пор, пока скорости в обоих направлениях не станут равны друг к другу. При равенстве скоростей установится динамическое равновесия, при котором не будет происходить переход вещества из одной фазы в другую.

Связь между концентрациями распределяемого вещества в фазах при равновесии выражается зависимостью:

$$\bar{y}^* = f(\bar{x}) \quad (1)$$

или $\bar{x}^* = f(\bar{y}) \quad (2)$

Отношение концентрации фаз при равновесии называется коэффициент распределения:

$$m = \frac{\bar{y}^*}{\bar{x}} \quad (3)$$

Любая из этих зависимостей может быть изображена графически линией равновесия:

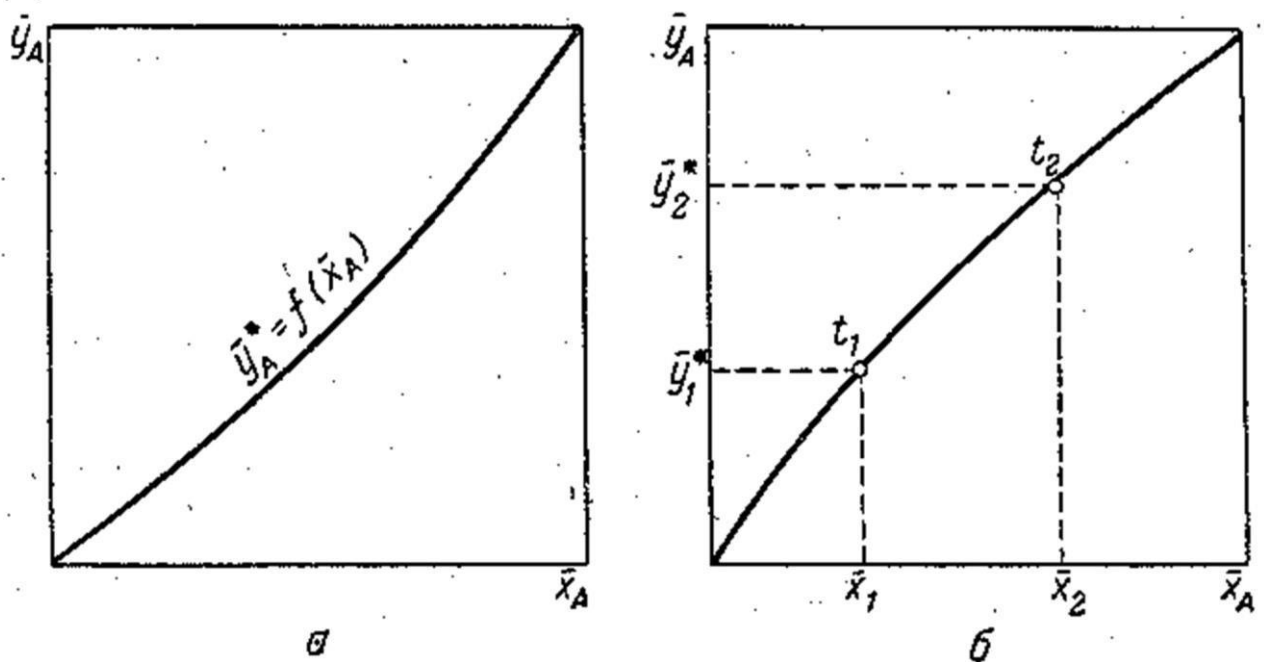


Рис. 14.1 Диаграммы равновесия:

а – при $p = const$ и $t = const$; **б** – при $p = const$.

Зная линию равновесия можно определить направление и движущую силу массопередачи. На основе этих данных может быть рассчитана средняя движущая сила, а по ней – скорость процесса массопередачи.

Материальный баланс. Рабочая линия

Зависимость между рабочими концентрациями, распределяемого вещества в фазах $\bar{y} = f(\bar{x})$ изображается линией, которая носит название рабочей линии. Из управления рабочей линии в общем виде можно получить материальный баланс. Рассмотрим схему массообменного аппарата, работающего в режиме полного вытеснения.

Сверху в аппарат наступает h_n , кг/с жидкой фазы, с концентрацией \bar{x}_n , а снизу из аппарата удаляется L_k , кг/с той же фазы, с концентрацией \bar{x}_k . Снизу в аппарат поступает G_n , кг/с газовой фазы с концентрацией \bar{Y}_n и сверху удаляется G_k , кг/с этой фазы, имеющей концентрацию \bar{Y}_k . Тогда материальный баланс по всему веществу:

$$G_n + L_n = G_k + L_k$$

и материальный баланс по распределяемому компоненту

$$G_n \bar{Y}_n + L_n \bar{X}_n = G_k \bar{Y}_k + L_k \bar{X}_k$$

Материальный баланс по всему веществу для части аппарата от его нижнего конца до некоторого произвольного сечения $G - L$ будет

$$G_n + L = G + L_k$$

и материальный баланс по распределяемому компоненту:

$$G_n \bar{Y}_n + L \bar{X} = G \bar{Y} + L_k \bar{X}_k$$

Решая последнее уравнение относительно \bar{Y} получим:

$$\bar{Y} = \frac{L}{G} \bar{X} + \frac{G_n \bar{Y}_n - L_k \bar{X}_k}{G} \quad (4)$$

Уравнение (4) представляет собой уравнение рабочей линии, выражающее связь между рабочими концентрациями распределяемого компонента в фазах для произвольного сечения аппарата.

В случаях, когда концентрации фаз мало изменяются по высоте аппарата, то расходы фаз можно считать постоянными, т.е. $L = const$, $G = const$.

При этом $L_k = L$, $G_n = G$ и уравнение (4) принимает вид:

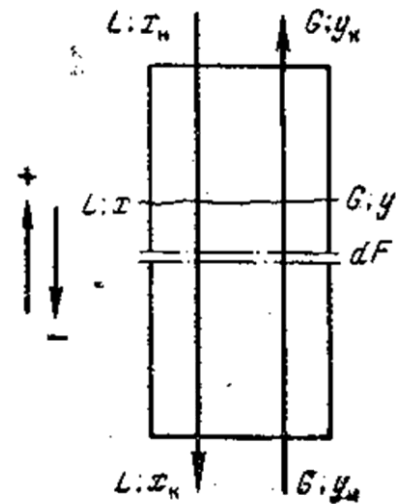
$$\bar{Y} = \frac{L}{G} \bar{X} + \left(\bar{Y}_n - \frac{L}{G} \bar{X}_k \right) \quad (5)$$

Вводя обозначения $\frac{L}{G} = A$ и $\bar{Y}_n - \frac{L}{G} \bar{X}_k = B$ находим:

$$\bar{Y} = A \bar{X} + B \quad (6)$$

Выражения (5), (6) являются уравнениями рабочей линии, которыми обычно пользуются при расчетах массообменных процессов.

Направление массопердачи



Направление массопередачи можно определить с помощью линии равновесия и рабочей линии. Пусть массопередача происходит между фазами Φ_x и Φ_y с рабочими концентрациями \bar{X} и \bar{Y} соответственно.

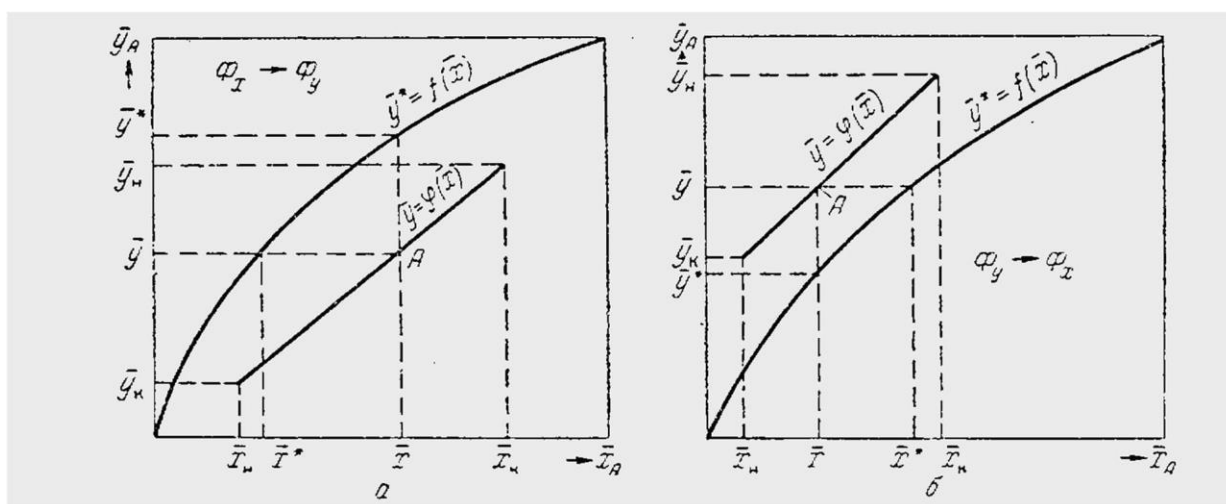


Рис. 14.3 Определение направления массопередаче по у-х-диаграмме:
а - рабочая линия ниже линии равновесия; б – рабочая линия выше линии равновесия.

Если рабочая линия расположена ниже линии равновесия (а), то в любой точке А рабочей линий $\bar{Y} < \bar{Y}^*$ и $\bar{X} < \bar{X}^*$, где \bar{X}^* , \bar{Y}^* - равновесные концентрации. Следовательно распределяемое вещество будет переходит из фазы Φ_x в фазу Φ_y (Например, процесс ректификации, где более летучий компонент переходит из жидкой фазы Φ_x в паровую Φ_y).

Если же рабочая линия расположена выше равновесной, то в точке А концентрация $\bar{Y} > \bar{Y}^*$ и $\bar{X} < \bar{X}^*$. При этом переход осуществляется из фазы Φ_y в фазу Φ_x (Например, при абсорбции газ переходит из (Φ_y) в (Φ_x)).

Скорость массопередачи Скорость массопередачи связана с механизмом переноса распределяемого вещества в фазах.

Перенос вещества внутри фазы может происходить только путем молекулярной диффузии либо путем конвекции и молекулярной диффузии одновременно.

Конвективный перенос вещества, осуществляемый под действием турбулентных пульсаций, называют турбулентной диффузией.

Молекулярной диффузией называют перенос распределяемого вещества, обусловленный беспорядочным движением самих молекул. Молекулярная диффузия описывается первым законом Фика, согласно которому количество вещества dM про

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин		76/11
Лекционный комплекс		95 беттің 1 беті

диффундировавшего за время $d\tau$ через элементарную поверхность dF пропорционально градиенту концентрации $\frac{dc}{dn}$ этого вещества:

$$dM = -DdFdn \tau \frac{dc}{dn} \quad (7)$$

Градиент концентрации $\frac{dc}{dn}$ представляет собой изменение концентрации диффундирующего вещества на единицу длины нормами между двумя поверхностями различных концентраций.

Коэффициент пропорциональности D называется коэффициент диффузии. Знак минус перед правой частью уравнение (7) указывает на то, что молекулярная диффузия всегда протекает в направлении уменьшения концентрации распределяемого вещества.

$$[D] = \left[\frac{Mdn}{dcF\tau} \right] = \frac{кг \cdot м}{кг / м^2 \cdot м^2 \cdot сек} = \frac{м^2}{сек}$$

Коэффициент диффузии D показывает, какое количество вещества диффундирует в единицу времени через единицу поверхности при градиенте концентрации, равном единице.

Уравнение массотдачи Ввиду сложности механизма процессов массотдачи в фазах, принимают, что скорость массотдачи пропорциональна движущей силе, равной разности концентрации в ядре и границе фазы.

$$\text{Фаза } \Phi_y \quad M = \beta_y F (\bar{y} - \bar{y}_{zp}) \quad (15)$$

$$\text{Фаза } \Phi_x \quad M = \beta_x F (\bar{x}_{zp} - \bar{x}) \quad (16)$$

$\bar{y} - \bar{y}_{zp}$ и $\bar{x}_{zp} - \bar{x}$ представляет собой движущую силу процесса массотдачи в фазах Φ_y и Φ_x ; \bar{y}, \bar{x} – средние концентрации в основной массе (ядре); $\bar{y}_{zp}, \bar{x}_{zp}$ – концентрации у границы.

Коэффициент пропорциональности β называют коэффициент массотдачи, который показывает, какое количество вещества переходит от поверхности раздела фаз в ядро фазы (или в обратном направлении) через единицу поверхности в единицу времени при движущей силе, равной единице.

Коэффициент β является не физической константой, а кинетической характеристикой, зависящей от физических свойств фазы и гидродинамических условий в ней.

Если принять единицы измерения $[M] = кг, [F] = c$ и $[c] = кг / м^3$, то единица измерения β будет:

$$[\beta] = \left[\frac{M}{F\tau(\bar{y} - \bar{y}_{zp})} \right] = \left[\frac{кг}{\frac{c \cdot кг}{м^3} \cdot с} \right] = \left[\frac{м^3}{с} \right]$$

Уравнение массопередачи Основное уравнение массопередачи, определяющее количество вещества M , переносимого из фазы фазу в единицу времени, выражают следующим образом:

$$M = K_y F (y - y^*) \quad (23)$$

$$M = K_x F (x^* - x) \quad (24)$$

K_y, K_x – коэффициент массопередачи, который показывает, какое количество вещества переходит из фазы в фазу за единицу времени через единицу поверхности контакта фаз при движущей силе равной единице. Единица измерения K_y, K_x также как и β_y, β_x $\left[\frac{M}{c} \right]$.

Концентрации фаз изменяются при их движении вдоль поверхности раздела, соответственно изменяется движущая сила массопередачи. Поэтому в уравнение массопередачи вводят величину средней движущей силы:

$$M = K_y F \Delta Y_{cp} \quad (25)$$

$$M = K_x F \Delta X_{cp} \quad (26)$$

С помощью уравнений (25), (26) обычно находят поверхность контакта фаз F и основные размеры аппарата.

Средняя движущая сила процессов массопередачи

Выражение средней движущей силы зависит от того, является ли линия равновесия кривой или прямой.

Пусть процесс массопередачи протекает в противоточном колонном аппарате.

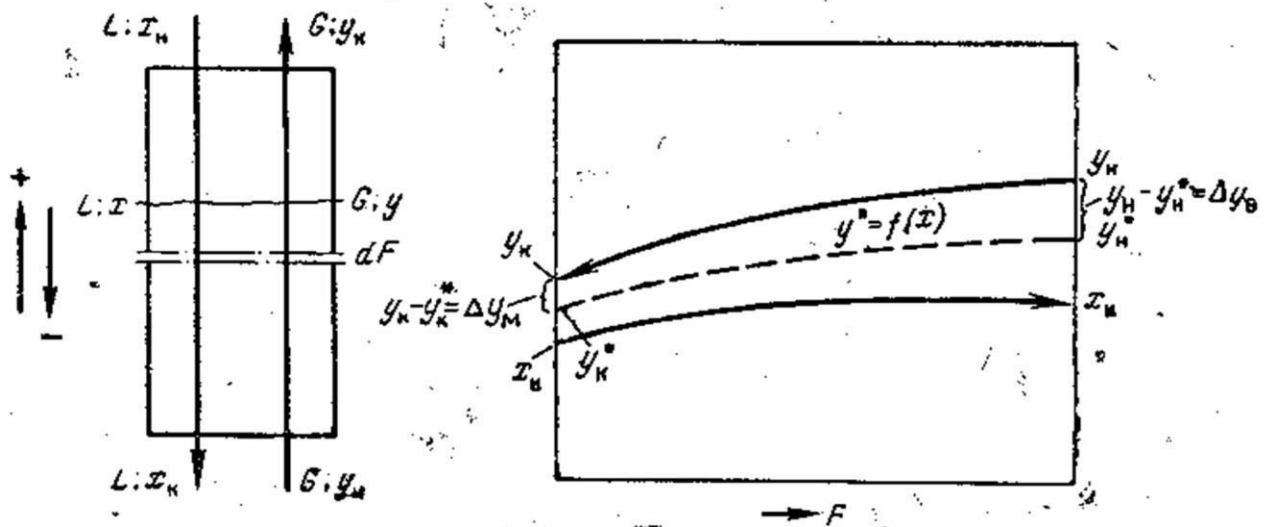


Рис. 15.1 К определению средней движущей силы процесса массопередачи

Условия:

1. Линия равновесия кривая $y^* = f(x)$
2. Расходы постоянны ($G = const, L = const$)
3. Коэффициент массопередачи не меняются ($K_x = const, K_y = const$)

Допустим, что перенос происходит $\Phi_y \rightarrow \Phi_x$.

Количество распределяемого вещества dM , которое перейдет в другую фазу составит:

$$dM = -Gdy \quad (27)$$

Знак минус указывает на уменьшение концентрации в фазе Φ_y .

Согласно уравнению (27) и уравнению массопередачи можно записать:

$$dM = -Gdy = K_y (y - y^*) dF \quad (28)$$

Разделяя переменные y и F и интегрируя выражение (28) получим:

$$-\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = \int \frac{K_y}{G} dF \quad \text{отсюда,}$$

$$-\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{K_y}{G} F \quad (29)$$

$$G F = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}$$

По уравнению материального баланса

$$M = G(y_n - y_k)$$

Подставим из последнего уравнения значение G в уравнение (29)

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{K_y F}{M} (y_n - y_k) \quad \text{тогда,}$$

$$M = K_y F \cdot \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}} \quad (30)$$

Последний множитель представляет собой среднюю движущую силу:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}} \quad (31)$$

Когда линия равновесия является прямой ($y^* = mx$) ΔY_{cp} определяется подобно для теплообменного аппарата:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{(y_n - y_k) - (y_n^* - y_k^*)}{\ln \frac{y_n - y_k^*}{y_k - y_n^*}} = \frac{\Delta Y_{\delta} - \Delta Y_{\mu}}{2,3 \lg \frac{\delta}{\mu}} \quad (32)$$

При $\frac{\Delta Y_{\delta}}{\Delta Y_{\mu}} \leq 2$ ΔY_{cp} рассчитывается как среднеарифметическая

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_{\delta} + \Delta Y_{\mu}}{2}$$

Аналогично для Φ_x :

$$\Delta X_{cp} = \frac{\Delta X_{\delta} + \Delta X_{\mu}}{2}$$



Кафедра Инженерных дисциплин

Лекционный комплекс

76/11

95 беттің 1 беті

()

3

3

(34)

Механизм процессов массопереноса

Процесс массоотдачи осуществляется из основной фазы Φ_y к поверхности раздела фаз и процесс массотдачи от поверхности раздела фаз к основной массе Φ_x . В результате через поверхность раздела фаз происходит процесс массопередачи - переход вещества из одной фазы в другую. В ядре потока вещество переносится преимущественно турбулентной пульсациями. В пограничном слое происходит постепенное затухание турбулентности.

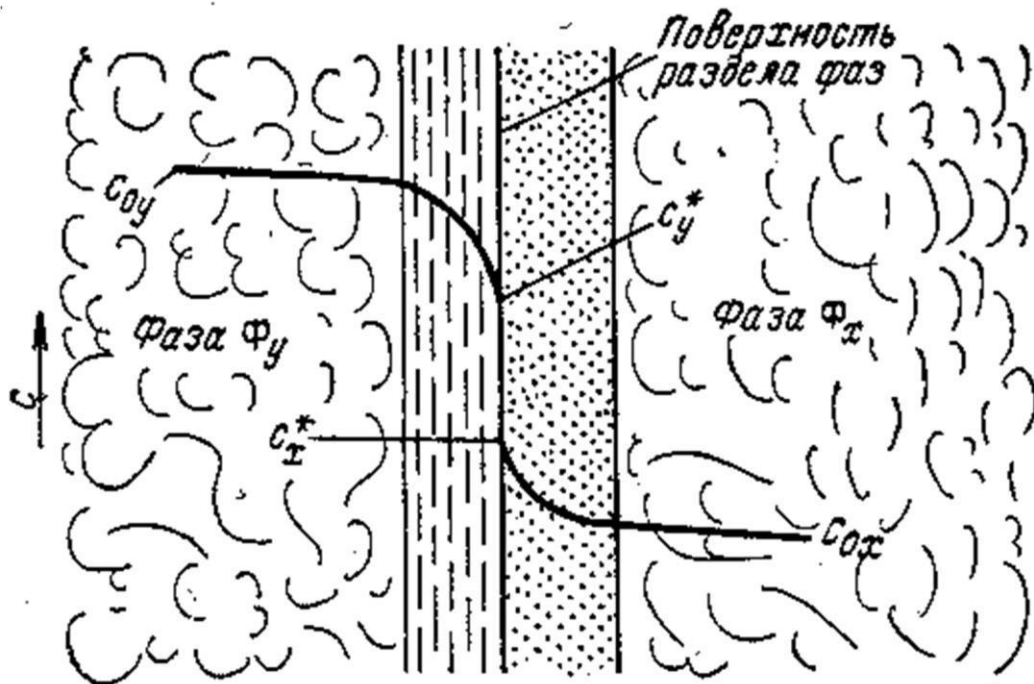


Рис. 15.4 Схема распределения концентраций в фазах в процессе массопередачи

Непосредственно у поверхности перенос сильно замедляется, т.к. его скорость уже определяется молекулярной диффузией.

Для интенсификации массопередач желательно уменьшать толщиной пограничного слоя, повышая степень турбулентности потока.

Расчет основных размеров массоотдачи аппарата

Диаметр аппарата. По уравнению расхода:

$$V_{сек} = CS\omega_\phi$$

$V_{сек}$ – объем расхода фаз; S – площадь поперечного сечения аппарата; ω_ϕ – фиктивная способность фазы.

Для кругового сечения $S = \frac{\pi D^2}{4}$

Следовательно $V_{сек} = \frac{\pi D^2}{4} \omega_\phi$

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ		SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин		76/11
Лекционный комплекс		95 беттің 1 беті

$$\text{Откуда } D = \sqrt{\frac{4V_{сек}}{\pi\omega_0}}$$

Высота аппарата. При непрерывном контакте фаз H аппарата можно найти на основе уравнения массопередачи, выраженного через объемный коэффициент массопередачи. Учитывая, что поверхность контакта фаз

$$F = aV$$

где V – рабочий объем аппарата; a – удельная поверхность контакта фаз.

$$M = K_y a V \Delta V_{cp}$$

или

$$M = K_x a V \Delta X_{cp}$$

Рабочий объем аппарата

$$V = SH$$

где S – площадь поперечного сечения аппарата; H – рабочая высота.

Подставляя значения V и решая относительно H :

$$H = \frac{M}{K_y a S \Delta V_{cp}}$$

или

$$H = \frac{M}{K_x a S \Delta X_{cp}}$$

При расчете H по уравнениям нужно знать либо отдельно величины удельной поверхности a и поверхностного коэффициента массопередачи K_y и K_x , либо их произведение, представляет собой объемный коэффициент массопередачи K_V . Значения этой величины необходимо, когда поверхность контакта фаз трудно определить.

4. Иллюстративный материал: Видеоролики «Ректификация», «Ректификационные аппараты». Плакаты с изображениями основных аппаратов

5. Литература:

Основная:

- 1) Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
- 2) Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. – М.: Химия, 1973
- 3) Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
- 4) Ақбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
- 5) Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. – М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

- 1) Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. – Л.: Химия, .
- 2) Жужиков В.А. Фильтрование. 4-е изд. М.: Химия, 1986
- 3) Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой – Москва, Академия – 2006 г.

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

- 4) Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. 3-издание - М.: Химия,
- 5) Кафаров В.В. Основы массопередачи - М.: Высшая школа, 1979
- 6) Рамм В.М. Абсорбция газов.- М.: Химия, 1966.-768 с

6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) Какой признак объединяет все массообменные процессы?
- 2) Как выражается движущая сила процесса?
- 3) Каков физический смысл коэффициентов массоотдачи и массопередачи?
- 4) Что характеризует рабочая и равновесная линии процесса?
- 5) Какими законами описывается перенос вещества из ядра потока к поверхности раздела фаз?
- 6) В каком направлении протекают массообменные процессы?

1. Тема 9: Перегонка и ректификация.

2. **Цель:** Ознакомление студентов с теоретическими основами процессов абсорбции, перегонки и ректификации.

3. Тезисы лекции:

1. Перегонка и ректификация.
2. Абсорбция.

Краткое содержание лекции

Перегонка и ректификация – методы разделения жидких однородных смесей, состоящих из двух или нескольких летучих компонентов. Они основаны различной летучести компонентов смеси при одной и той же температуре.

В результате перегонки и ректификации исходная смесь разделяется на дистиллят, обогащенный легколетучим компонентом, и кубовый остаток, обогащенный труднолетучим компонентом.

Простая перегонка Представляет собой процесс однократного частичного испарения жидкой смеси и конденсации образующихся паров. Применения только для разделения смесей, летучести компонентов, которых существенно различны.

Получаемый при перегонке бинарной смеси пар содержит относительно большое количество легколетучего или низкокипящего компонента (НК), чем исходная смесь. Неиспарившаяся жидкость, естественно имеет состав богатый труднолетучим или высококипящим компонентов (ВК). Эта жидкость называется остатком, а жидкость получающая при конденсации паров – дистиллятом.

Простая перегонка, проводимая с получением конечного продукта разного состава, называется фракционной.

Фазовое равновесие бинарных смесей Если система состоит из 2-х компонентов ($K=2$) и между ними не происходит химического взаимодействия, то при наличии жидких и паровых фаз число фаз $\Phi=2$. Согласно правилу фаз, число степеней свободы.

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

Для физико-химической характеристики бинарных систем жидкость-пар удобно пользоваться так называемыми фазовыми диаграммами.

Идеальные смеси следует законам Рауля и Дальтона. Согласно закону Рауля, парциальных давлений. Каждого компонента, например НК А в паре P_A , пропорционально мольной доле X_A этого компонента в жидкости.

Для бинарной смеси, состоящей из ком-тв А и В по з-ну Рауля:

$$P_A = P_A^* X_A$$

и $P_B = P_B^* - X_B = P_B^*(1 - X_A)$ (1)

X_A - мольная доля компонента.

P_A^* - давление насыщенного пара над жидкостью.

Одновременно согласно закону Дальтона общее давление пара над раствором равно сумме парциальных давлений его компонентов.

$$P = P_A + P_B = P_A X_A + P_B (1 - X_A)$$

Из уравнений, выражающих законы Рауля и Дальтона видно, что при $T = const$ парциального давления компонентов, а также общее давление паров под жидкостью находятся в линейной зависимости от мольной доли X_A НК.

Вместе с тем, согласно закону Дальтона парциальное давление P_A данного компонента А пропорционально его мольной доле Y_A в паре:

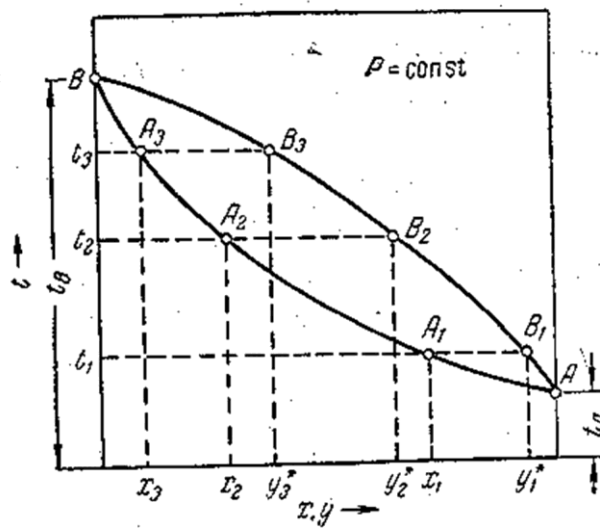
$$P_A = P Y_A$$

Учитывая, что по закону Рауля $P_A = P_A^* X_A$ найдем следующее выражение состава пара Y_A^* , равновесного с жидкостью данного состава X_A :

$$Y_A^* = \frac{P_A^*}{P} X_A$$
 (2)

Для построения t - x - y диаграммы на оси ординат откладывают при $P = const$ температуры кипения t_1, t_2, t_3 составляющие составам жидких смесей X_1, X_2, X_3 отложенным на оси абсциссе.

$AA_1A_2A_3B$ – линия кипения. Затем на «оси» абсциссе откладывают определенные по закону Рауля равновесные составы паров Y_1^*, Y_2^*, Y_3^* . Соединив точки пересечения с t_1, t_2, t_3 – B_1, B_2, B_3 получаем линию конденсации – $AB_1B_2B_3B$.



ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

Рис. 17.1 Зависимость температур кипения и конденсации от состава фаз (диаграмма $t - x - y$).

На фазовой диаграмме $Y-X$ наносится линия равновесия. Процессы перегонки обычно осуществляют при постоянно внешнем давлении, $P = const$. С жидкость представляет собой НК, где находится в равновесии пар, в котором содержится 100% того же компонента.

Для идеальных растворов уравнение линий равновесия $Y^* = f(x)$ можно вывести аналитическим путем на основе законов Рауля и Дальтона. Подставив значение Рауля из уравнения (1) в уравнение (2) и разделив числитель и знаменатель на P_B , получим.

$$\alpha = \frac{P_A}{P_B}$$

$$y_A^* = \frac{\frac{P_A}{P_B} X_A}{\frac{P_A}{P_B} X_A + 1 - X_A} = \frac{\alpha X_A}{1 + (\alpha - 1) X_A} \quad (3)$$

α —относительная летучесть.

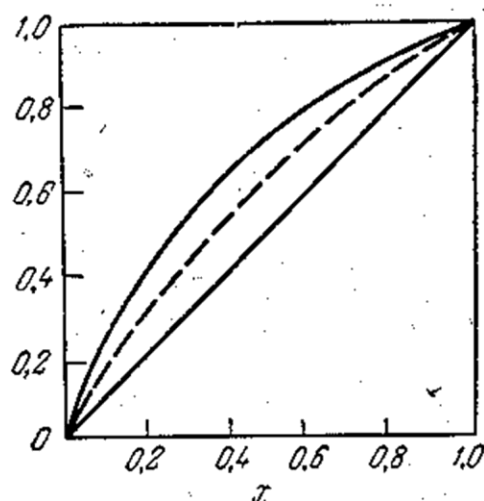


Рис. 17.2 Диаграмма равновесия пар-жидкость (диаграмма $y - x$).

Взаимное положение кривых на диаграммах $t-x-y$ и $y-x$ определяется I законом Коновалова: пар обогащается тем компонентом, при добавлении которого к жидкости повышается давление пара над ней или снижается её температура кипения.

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

I закон Вревского как влияет температура (соответствующая давлению) на равновесные составы фаз: При повышении температурной смеси исправляется преимущественно тот компонент, парциальная мольная $T_{исп.}$, которого больше, что обуславливает относительно большое содержание этого компонента в паре.

Реальные смеси с полной взаимной растворимостью компонентов не следуют законам Рауля. Отклонение может быть «+» и «-».

При «+» разность давлений $P - P_{ид} > 0$;

при «-» $P - P_{ид} < 0$.

P – общее давление над реальным раствором ; $P_{ид}$ – общее давление над идеальным раствором

Степень отклонения свойств реального раствора от свойств идеального раствора величиной коэффициента активности γ , равного отношению активности компонента раствора к его концентрации.

Для идеального $\gamma_A = \gamma_B = 1$ Для идеального $P_A = P_A X_A \gamma_A$, $P_B = P_B (1 - X_A) \gamma_B$

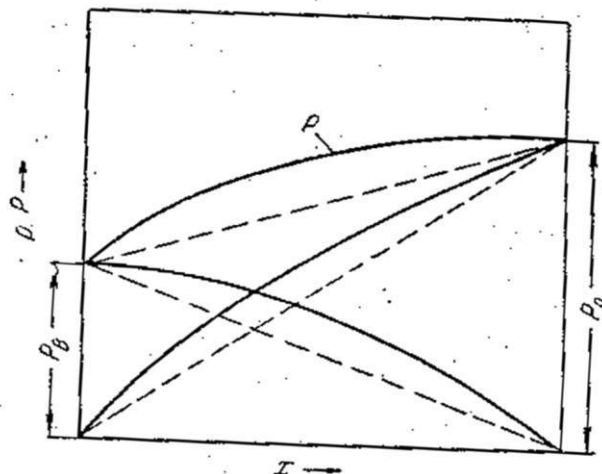


Рис. 17.3 Диаграмма $p - x$ для смеси с положительным отклонением

Для «+» отклоняется от закона Рауля $\gamma > 1$ линия $P_{общ}$ над смесью проходит выше прямой для идеального раствора. Для «-» $\gamma < 0$ линий парциального давления и $P_{общ}$.

Количественные отклонения от закона Рауля приводят к новым свойствам смесей.

При некотором составе имеют постоянную температуру кипения. При этой температуре согласно закону Коновалова состав равновесного пара над смесью равен составу жидкости ($y = x$). Такие смеси носят название азеотропных, или нераздельно кипящих.

Состав азеотропных смесей зависит от температуры (давления). Эта зависимость характеризуется двум законам Вревского: при повышении температуры азеотропной смеси, обладающей максимумом давления пара, в первой смеси увеличивается относительная содержание этого компонента, парциальная мольная теплота испарения которого больше, и для смеси с минимумом давления пара - содержание компонента, парциальная мольная теплота испарения которого меньше.

Для взаимно нерастворимых жидкостей состав пара над кипящей смесью постоянен и не зависит от соотношения компонентов в растворе. По закону Рауля:

$$y_A = \frac{P_A}{P} = \frac{P_A}{P} \quad y_B = \frac{P_B}{P} = \frac{P_B}{P}$$

Следовательно в данном случае:

$$\frac{y_A}{y_B} = \frac{P_A}{P_B} = const$$

Соотношение между количествами G_A и G_B компонентов

$$\frac{G_A}{G_B} = \frac{y_A M_A}{y_B M_B} = \frac{P_A M_A}{P_B M_B} = \frac{P_A M_A}{(P - P_A) M_B} \quad (4)$$

M – молекулярность веса компонентов A и B .

Материальный баланс простой перегонки Примем, это в кубе в некоторый момент времени τ содержится L кг перегоняемой смеси имеющего концентрацию X . Количество НК в жидкости LX .

Материальный баланс по НК:

$$LX = (L - dL)(x - dx) + dLy^*$$

Раскрывая скобки и пренебрегая производящем $dLdx$, после разделения переменных, получим

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x}$$

Это дифференциальное уравнение должно быть проинтегрировано от F до W и от X_F до X_W

$$\int_F^W \frac{dL}{L} = \int_{X_F}^{X_W} \frac{dx}{y^* - x}$$

В результате интегрирования получим:

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{X_W}^{X_F} \frac{dx}{y^* - x}$$

Вид функции $y^* = f(x)$ определяется формой кривой равновесия и не может быть установлен аналитически, поэтому интегрирование правой части уравнения проводят графически

$$\frac{1}{y^* - x} = f(x)$$

Средний состав получаемого дистиллята определяют из уравнения материального баланса по НК:

$$F_{XF} = W_{XW} + (F - W)(X_P)_{cp}$$

$$(X) = \frac{F_{XF} - W_{XW}}{F - W}$$

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ		SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин Лекционный комплекс		76/11 95 беттің 1 беті

$P_{cp} \quad F - W$

4. Иллюстративный материал: Видеоролики «Ректификация», «Ректификационные аппараты». Плакаты с изображениями основных аппаратов

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин Лекционный комплекс	76/11 95 беттің 1 беті	

5. Литература:

Основная:

- 1) Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
- 2) Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. - М.: Химия, 1973
- 3) Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
- 4) Ақбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
- 5) Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

- 1) Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. - Л.: Химия, .
- 2) Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой– Москва, Академия – 2006 г.
- 3) Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. 3-издание - М.: Химия,
- 4) Кафаров В.В. Основы массопередачи - М.: Высшая школа, 1979
- 5) Рамм В.М. Абсорбция газов.- М.: Химия, 1966.-768 с

6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) Какие методы применяют для разделения жидких однородных смесей?
- 2) На каких свойствах жидких смесей основаны процессы перегонки и ректификации?
- 3) Что такое простая перегонка?
- 4) В чем заключается процесс ректификации?
- 5) Какова сущность процесса абсорбции?
- 6) Какому закону подчиняется равновесие в процессах абсорбции?
- 7) Какие факторы способствуют абсорбции и десорбции?
- 8) Изобразите процесс абсорбции в координатах у-х.
- 9) Какие схемы абсорбции применяют в технике?

1. Тема 10: Экстракция.

2. **Цель:** Ознакомление студентов с теоретическими и практическими основами процесса экстракции в системе «жидкость – жидкость».

3. Тезисы лекции:

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казакстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

1. Общие сведения об экстракции.
2. Методы экстракции в системе «жидкость – жидкость».
3. Устройства экстракционных аппаратов.

Краткое содержание лекции

Экстракцией в широком смысле называют процессы извлечения одного или нескольких компонентов из растворов или твердых тел с помощью избирательных растворителей (экстрагентов). При взаимодействии с экстрагентом в нем хорошо растворяются только извлекаемые компоненты и значительно слабее или практически вовсе не растворяются остальные компоненты исходной смеси.

В фармацевтической технологии экстракция из растворов экстрагентами более распространена, чем экстракция из твердых тел. Экстракция из твердых веществ или квазитвердых материалов (например, из тканей растительного сырья) применяется главным образом в лесохимической, пищевой и фармацевтической промышленности.

Процесс массоотдачи в твердой фазе существенно отличается от массоотдачи в жидкостях, поэтому процессы экстракции в системах жидкость — жидкость и в системах жидкость — твердое тело должны рассматриваться отдельно.

Процессы экстракции в системах жидкость — жидкость находят широкое применение в химической, фармацевтической и нефтехимической и других отраслях промышленности. Они эффективно используются для выделения в чистом виде различных продуктов органического и нефтехимического синтеза, извлечения и разделения редких и рассеянных элементов, очистки сточных вод и т. д.

Экстракция в системах жидкость — жидкость представляет собой диффузионный процесс, протекающий с участием двух взаимно нерастворимых или ограниченно растворимых жидких фаз, между которыми распределяется экстрагируемое вещество (или несколько веществ). Так, например, очистку сточных вод производят экстракцией бутилацетатом, в который предпочтительно переходят одноатомные и многоатомные фенолы.

Для повышения скорости процесса исходный раствор и экстрагент приводят в тесный контакт, осуществляемый обычно многократно. В результате взаимодействия фаз получают экстракт — раствор извлеченных веществ в экстрагенте и рафинат — остаточный исходный раствор, из которого с той или иной степенью полноты удалены экстрагируемые компоненты. Полученные жидкие фазы (экстракт и рафинат) отделяются друг от друга отстаиванием, иногда центрифугированием или другими механическими способами. После этого производят извлечение целевых продуктов из экстракта и регенерацию экстрагента из рафината.

Соответствующие компоненты выделяются из экстракта либо ректификацией, либо путем реэкстракции, например перевода их в водный раствор. Во избежание потерь экстрагента, растворенного или унесенного рафинатом, экстрагент выделяют ректификацией или экстракцией другим растворителем и возвращают для последующего использования.

Принципиальная схема процесса непрерывной экстракции приведена на рис. XIII-1, а. Процесс собственно экстракции происходит в колонном экстракторе 1, после чего производится выделение извлеченных веществ из экстракта (в ректификационной колонне 2) и экстрагента из рафината (в ректификационной колонне 3).

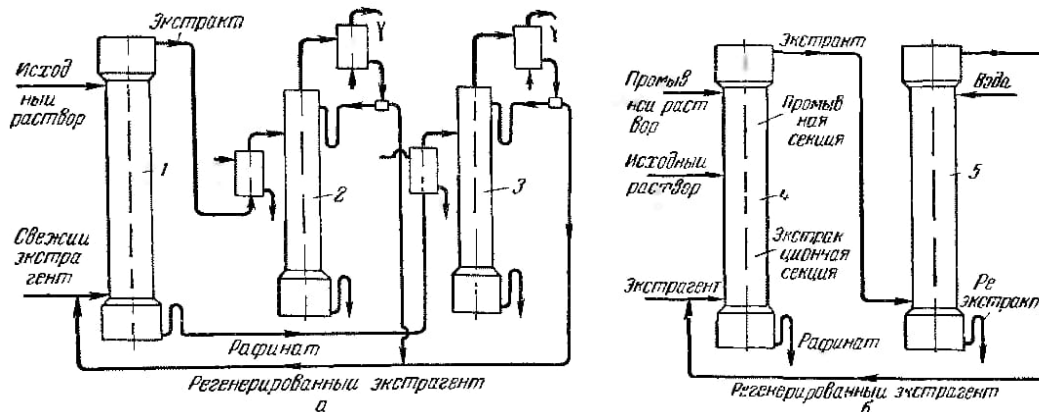


Рис XIII-1 Принципиальные схемы процесса экстракции в системах жидкость — жидкость*

a — непрерывная экстракция, *б* — экстракция солей металлов, 1 — колонный экстрактор 2 — ректификационная колонна для выделения извлеченных веществ из экстракта 3 — ректификационная колонна для регенерации экстрагента из рафината 4 — колонный экстрактор 5 — колонна для реэкстракции

В ряде случаев процесс экстракции усложняется, в частности, вследствие химической реакции, протекающей в объеме или на поверхности раздела фаз. При определенных условиях для лучшего разделения исходного раствора применяют специфические способы экстракции. Так, например, исходный раствор, представляющий собой смесь органических веществ, оказывается целесообразным обрабатывать двумя взаимно не-растворимыми экстрагентами, между которыми распределяются извлекаемые компоненты.

Основным достоинством процесса экстракции по сравнению с другими процессами разделения жидких смесей (ректификацией, выпариванием и др.) является низкая рабочая температура процесса.

который проводится наиболее часто при нормальной (комнатной) температуре. При этом отпадает необходимость в затратах тепла на испарение раствора. Кроме того, при экстракции обычно возможно из многочисленных растворителей подобрать высокоизбирательный экстрагент, отличающийся по химическим свойствам от компонентов исходной смеси и часто позволяющий достичь более полного разделения, чем это осуществимо с помощью других массообменных процессов. Вместе с тем применение дополнительного компонента — экстрагента и необходимость его регенерации приводит к некоторому усложнению аппаратного оформления и удорожанию процесса экстракции.

При извлечении летучих веществ экстракция может успешно конкурировать с ректификацией в тех случаях, когда разделение ректификацией либо затруднено, а иногда и практически невозможно (разделение смесей, состоящих из близкипящих компонентов и азеотропных смесей), либо сопряжено с чрезмерно высокими затратами (извлечение вредных примесей или ценных веществ из сильно разбавленных растворов). Так, например, извлечение уксусной кислоты из ее мало концентрированных водных растворов экстракцией этилацетатом (или смесью этил ацетата и бензола) является значительно более экономичным, чем выделение ректификацией, так как, несмотря на довольно большую разность температур кипения воды и кислоты, относительная

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

летучесть их невелика. Кроме того, необходимость испарения очень больших количеств воды весьма удорожает ректификацию.

Экстракция незаменима для разделения смесей веществ, чувствительных к повышенным температурам, например антибиотиков, которые могут разлагаться при разделении их ректификацией или выпариванием. Применение экстракции часто позволяет эффективно заменять такие процессы, как разделение высококипящих веществ с использованием глубокого вакуума, например молекулярной дистилляцией, или разделение смесей методом фракционированной кристаллизации (стр. 676).

Экстракция может служить также экономичным и эффективным методом разделения сложных смесей на классы соединений одинакового химического состава, температуры кипения которых перекрывают друг друга (разделение ароматических и предельных углеводородов, кипящих в том же интервале температур).

Весьма перспективно применение экстракции для разделения смесей неорганических веществ, когда другие способы разделения неприменимы. Процессы жидкостной экстракции в настоящее время успешно используются для переработки ядерногогорючего, получения циркония и гафния и многих других редких металлов. С помощью экстракции можно получать высокочистые цветные и благородные металлы.

В ряде случаев значительный эффект достигается при сочетании экстракции с другими процессами разделения. Примерами подобных комбинированных процессов являются: разделение близкипящих и азеотропных смесей с помощью экстрактивной ректификации, предварительное концентрирование разбавленных растворов посредством экстракции перед выпариванием и ректификацией, которые проводятся при этом с меньшим расходом тепла.

Методы экстракции

При экстракции неорганических веществ обычно извлекают одно или несколько веществ из водной фазы одним экстрагентом.

При разделении экстракцией смесей органических веществ в зависимости от числа применяемых экстрагентов различают:

- 1) экстракцию одним экстрагентом в системах, состоящих минимум из трех компонентов (двух разделяемых компонентов исходного раствора и экстрагента);
- 2) экстракцию двумя экстрагентами (фракционная экстракция) в системах, состоящих минимум из четырех компонентов (двух компонентов исходного раствора, распределяющихся между двумя несмешивающимися экстрагентами). Экстракция одним экстрагентом наиболее распространена.

Устройство экстракционных аппаратов

В зависимости от вида контакта между жидкими фазами экстракторы, как и другие массообменные аппараты, бывают: 1) ступенчатые, где изменение состава фаз происходит скачкообразно, от ступени к ступени, из которых состоит аппарат; 2) дифференциально-контактные, в которых изменение состава фаз приближается к непрерывному.

Обычно в экстракторах для создания возможно большей поверхности контакта фаз и, соответственно, для увеличения скорости массопередачи одна из жидкостей (дисперсная фаза) распределяется в другой жидкости (сплошная фаза) в виде капель. В зависимости от источника энергии, используемой для диспергирования одной фазы в другой и перемешивания фаз, экстракторы каждой из указанных выше групп могут быть подразделены на аппараты, в которых диспергирование осуществляется за счет

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

собственной энергии потоков (без введения дополнительной энергии извне), и аппараты с введением внешней энергии во взаимодействующие жидкости. Эта энергия подводится посредством механических мешалок, сообщения колебаний определенной амплитуды и частоты (пульсаций или вибраций), путем проведения экстракции в поле центробежных сил и другими способами.

В экстракторах после каждого процесса перемешивания следует разделение (сепарация) фаз. В зависимости от рода сил, под действием которых осуществляется сепарация, различают экстракторы с разделением фаз в поле сил тяжести — под действием разности удельных весов фаз (гравитационные экстракторы) и экстракторы с разделением фаз в поле центробежных сил (центробежные экстракторы).

Вместе с тем по принципу организации процесса все экстракторы могут быть разделены на периодически действующие и непрерывно действующие.

В настоящее время аппараты периодического действия применяются главным образом в лабораторной практике и сравнительно редко — в промышленных установках малой производительности.

Приведенная классификация не отражает всех конструктивных особенностей аппаратов одного и того же типа; важнейшие из этих особенностей будут отмечены ниже при рассмотрении экстракторов различных типов.

4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

5. Литература:

Основная:

- 1) Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
- 2) Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. - М.: Химия, 1973
- 3) Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
- 4) Акбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
- 5) Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

- 1) Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. - Л.: Химия, .
- 2) Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой– Москва, Академия – 2006 г.
- 3) Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. 3-издание - М.: Химия,
- 4) Кафаров В.В. Основы массопередачи - М.: Высшая школа, 1979

6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) В чем сущность процесса экстракции?
- 2) Какие компоненты участвуют в процессе экстракции?
- 3) Какие факторы определяют равновесие в процессе экстракции?

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин Лекционный комплекс	76/11 95 беттің 1 беті	

- 4) В каких аппаратах проводят процессы экстракции?
- 5) Каким законам массопередачи подчиняются процессы экстракции?

1. Тема 11: Экстракция в системе твердое тело-жидкость.

2. Цель: Ознакомление студентов с теоретическими и практическими основами процесса экстракции в системе твердое тело-жидкость.

3. Тезисы лекции:

1. Общие сведения об экстракции в системе твердое тело-жидкость.
2. Статика и кинетика выщелачивания..
3. Устройство экстракционных аппаратов для выщелачивания.

Краткое содержание лекции

Выщелачивание (частный случай экстракции) — это извлечение из твердого тела одного или нескольких веществ с помощью растворителя, обладающего избирательной способностью.

В фармацевтической промышленности выщелачиванием обрабатывают капиллярно-пористые тела растительного или животного происхождения.

В качестве растворителей применяют: воду — для экстрагирования лекарственных трав; спирт и водно-спиртовую смесь – для получения различных настоек; бензин, трихлорэтан, дихлорэтан – маслоэкстракционным и эфиромасляном производстве.

За выщелачиванием в технологической схеме часто следуют процессы фильтрации, выпаривания и кристаллизации.

20.2. СТАТИКА И КИНЕТИКА ВЫЩЕЛАЧИВАНИЯ

Процесс выщелачивания заключается в проникновении растворителя в поры твердого тела и растворении извлекаемых веществ.

Равновесие при выщелачивании устанавливается при выравнивании химических потенциалов растворенного вещества и его химического потенциала в твердом материале. Достигаемая концентрация раствора, соответствующая его насыщению, называется растворимостью.

Вблизи поверхности твердого тела равновесие устанавливается в течение короткого промежутка времени. Поэтому при анализе процесса массопередачи принимают, что концентрация на поверхности раздела фаз твердое тело — растворитель равняется концентрации насыщенного раствора $u_{нас}$

Основной задачей кинетики выщелачивания является определение продолжительности контакта взаимодействующих фаз, необходимой для достижения заданной степени извлечения экстрагируемого вещества. По продолжительности контакта фаз определяют размеры экстракционных аппаратов.

На массопередачу при выщелачивании большое влияние оказывает внутреннее строение твердого тела: размеры и форма капилляров, химический состав частиц. От внутреннего строения твердого тела зависит скорость массопередачи. Как было указано в главе 16, сложность внутреннего строения пористого тела затрудняет аналитическое описание процесса массопередачи внутри капиллярно-пористого тела.

Выщелачивание представляет собой сложный многостадийный процесс, который заключается в диффузии растворителя в поры твердого тела, растворении извлекаемых веществ или вещества, диффузии экстрагируемых веществ в капиллярах внутри твердого

тела к поверхности раздела фаз и массопередачи экстрагируемых веществ в жидком растворителе от поверхности раздела фаз в ядро потока экстрагента.

Из перечисленных четырех стадий процесса лимитирующими общую скорость массопередачи являются, как правило, последние две, так как скорость массопереноса на первых двух стадиях обычно значительно выше по сравнению со скоростью протекания двух последующих стадий.

Таким образом, общее диффузионное сопротивление массопереноса складывается из диффузионных сопротивлений внутри твердого тела и в растворителе.

Скорость диффузии вещества внутри капиллярно-пористого тела описывается, как известно, уравнением массопроводности (16.30).

Скорость массоотдачи от поверхности раздела фаз в ядро потока экстрагента описывается уравнением массоотдачи (16.15).

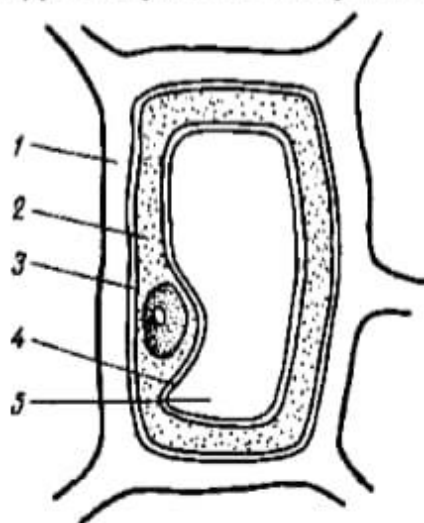
Для оценки соотношения между скоростями массопроводности и массоотдачи используется критерий Био [см. уравнение (16.32)].

Особенно низкая скорость массопроводности имеет место в капиллярно-пористых телах растительного и животного происхождения.

На рис. 20.1 показана схема строения растительной клетки.

Основное сопротивление массопереносу оказывает протоплазма клетки. Поэтому перед проведением процесса выщелачивания растительное сырье подвергают специальной обработке. После денатурации стенки диффузионное сопротивление в клетке резко снижается и соответственно увеличивается коэффициент массопроводности.

Коэффициент массопроводности зависит от внутренней структуры твердого тела, физических свойств экстрагента, концентрации



экстрагируемого вещества и температуры процесса. Зависимость коэффициента массопроводности от перечисленных факторов устанавливается опытным путем.

Экспериментальными данными установлено, что при экстрагировании сахара из свеклы коэффициент массопроводности K увеличился с $0,19 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$ при $t=20^\circ\text{C}$ до $0,55 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$ при $t=60^\circ\text{C}$, а при уменьшении концентрации сахара в свекле коэффициент массопроводности снижался до $0,4 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$.

Рис. 20.1. Растительная клетка:
1 — клеточная оболочка; 2 — протоплазма; 3, 4 — полупроницаемые мембраны; 5 — вакуоль

При экстрагировании соевого масла из растительного сырья трихлорэтиленом коэффициент массопроводности в области высоких концентраций составляет $(7,5 \cdot 10^{-11}) \dots (12,8 \cdot 10^{-11})$ м²/с, а в области низких концентраций — $(0,6 \cdot 10^{-11}) \dots (1,9 \cdot 10^{-11})$ м²/с.

В случае, когда основное диффузионное сопротивление сосредоточено в жидкой фазе, для описания процесса может быть использовано уравнение массоотдачи (16.15).

Движущей силой процесса выщелачивания является разность между концентрацией экстрагируемого вещества у поверхности твердого тела $y_{гр} = y_{нас}$ и его средней концентрацией в массе экстрагента $y_{ср}$.

Скорость процесса в этом случае

$$\frac{dM}{Fdt} = \beta_y (y_{нас} - y_{ср}), \quad (20.1)$$

где β_y — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе.

Скорость молекулярной диффузии в пограничном слое толщиной δ определяется по уравнению Фика (16.9)

$$\frac{dM}{Fdt} = D \frac{(y_{нас} - y_{ср})}{\delta},$$

где D — коэффициент молекулярной диффузии.

Сопоставляя последние уравнения, А. Н. Шукарев получил уравнение для растворения твердых тел

$$M/\tau = (D/\delta)F_{ср}(y_{нас} - y_{ср}) = \beta_y F_{ср} (y_{нас} - y_{ср}), \quad (20.2)$$

где $\beta_y = D/\delta$.

Установлено экспериментально, что $\delta \approx D^{1/3}$. Тогда из (20.1) следует, что β_y пропорционально $D^{2/3}$. Путем обобщения экспериментальных данных с учетом указанной зависимости получено уравнение для расчета коэффициента массоотдачи β_y при выщелачивании

$$Nu_d = 0,8 Re^{0,5} Pr_g^{0,33}, \quad (20.3)$$

где $Nu_d = \beta_y d/D$ — критерий Нуссельта (здесь d — диаметр твердой частицы); $Re = v d \rho / \mu$ — критерий Рейнольдса (здесь v — скорость экстрагента; μ — динамическая вязкость экстрагента); $Pr = v/D$ — критерий Прандтля.

Из выражения (20.2) видно, что β увеличивается с уменьшением толщины диффузионного слоя δ . Из теории пограничного слоя известно, что толщина диффузионного слоя уменьшается с увеличением критерия Рейнольдса, т. е. с увеличением относительной скорости движения экстрагента (относительно твердых частиц). Следовательно, процесс выщелачивания можно интенсифицировать

путем создания эффективной гидродинамической обстановки, в том числе за счет измельчения твердого материала.

Измельчение приводит к увеличению поверхности массопередачи, а также к уменьшению пути диффузии экстрагируемого материала из глубины капилляров к поверхности материала. В связи с тем что коэффициент массопроводности возрастает с повышением температуры, выщелачивание проводят при температурах, близких к температуре кипения экстрагента. При этом возрастает также концентрация насыщенного раствора $u_{нас}$, что приводит к увеличению движущей силы выщелачивания и растворения.

Скорость массопроводности также можно увеличить путем специальной обработки пищевого сырья (см. выше), приводящей к снижению диффузионного сопротивления в клетке.

Практически интенсификация процесса может быть достигнута в экстракторах с эффективной гидродинамической обстановкой, например в экстракторах с псевдооживленным слоем, а также в вибрационных и пульсационных экстракторах.

Как было отмечено в главе 10, проведение процессов в псевдооживленном слое с измельченными материалами приводит к резкому увеличению поверхности массопередачи и к снижению диффузионного сопротивления.

В главе 19 указывалось, что низкочастотные колебания взаимодействующих фаз приводят к существенной интенсификации процесса экстракции.

20.4. УСТРОЙСТВО ЭКСТРАКЦИОННЫХ АППАРАТОВ ДЛЯ ВЫЩЕЛАЧИВАНИЯ

В пищевой промышленности растворение и выщелачивание проводят периодическим и непрерывным способами соответственно в перколяторах и диффузионных аппаратах различной конструкции в прямотоке и противотоке.

Перколятор (рис. 20.5) представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с коническим дном и крышкой. В днище расположена решетка, на которую через верхний люк загружается слой измельченного твердого материала. После выщелачивания материал выгружается через нижний откидывающийся люк.

Перколяторы соединяют последовательно в 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 материала и загрузку свежего. Материал выгру-

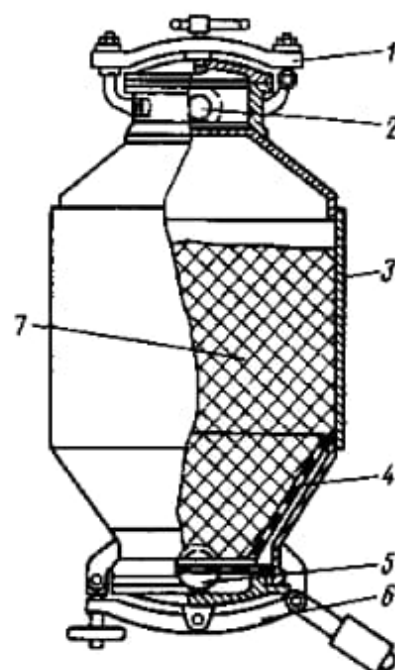


Рис. 20.5. Перколятор:
1 — крышка; 2, 5 — штуцера для растворителя; 3 — корпус; 4 — решетка; 6 — откидывающийся люк; 7 — твердый материал

жается из перколятора самотеком под давлением. В целом вся установка работает непрерывно.

Аппараты с псевдооживненным слоем позволяют повысить эффективность выщелачивания и растворения.

Аппарат представляет собой колонну, в нижней части которой расположена распределительная решетка. На эту решетку загружается измельченный твердый материал, а растворитель подается под решетку. Скорость растворителя выбирают такой, чтобы создать перепад давления в слое твердого материала, достаточный для его псевдооживнения (см. главу 10). Такие аппараты могут работать в полунепрерывном и непрерывном режимах.

Диффузионные аппараты непрерывного действия получили широкое распространение в сахарной промышленности для извлечения сахара из свекловичной стружки.

Наклонный двухшнековый диффузионный аппарат (рис. 20.6) установлен под углом $8...11^\circ$ к горизонту. В верхней части аппарата расположены бункер для загрузки свекловичной стружки и шнеки для удаления жома из аппарата.

Внутри аппарата стружка перемещается двумя параллельно рас-

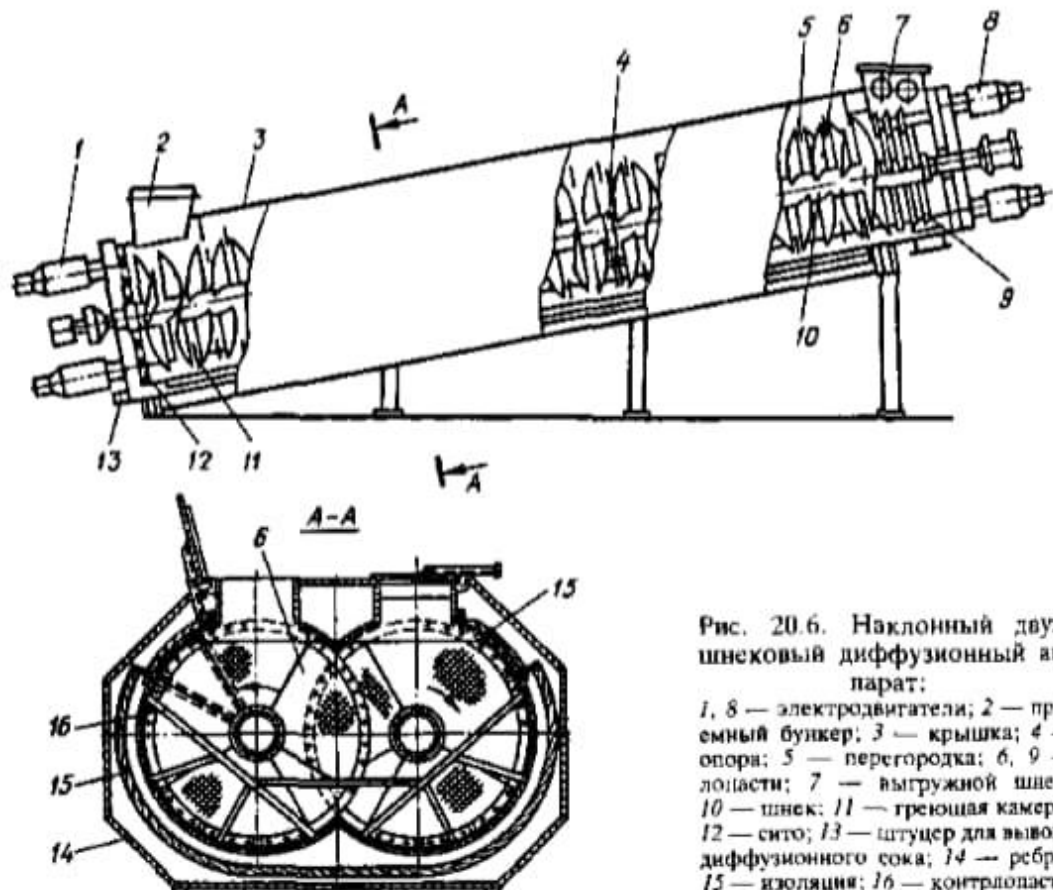


Рис. 20.6. Наклонный двухшнековый диффузионный аппарат;

1, 8 — электродвигатели; 2 — приемный бункер; 3 — крышка; 4 — опора; 5 — перегородка; 6, 9 — лопасти; 7 — выгрузной шнек; 10 — шнек; 11 — трещающая камера; 12 — сито; 13 — штуцер для вывода диффузионного сока; 14 — ребро; 15 — изоляция; 16 — контрольная

положенными шнеками снизу вверх. Шнеки образуются лопастями, расположенными по винтовой линии. Лопасти каждого шнека заходят в межлопастное пространство другого. Такое устройство шнеков способствует равномерному перемещению стружки по длине аппарата и предотвращает возможность вращения свекловичной стружки вместе с лопастями. Для этой же цели установлены контролопасти и перегородки на нижней части крышек.

Удаляют жом из аппарата в верхней его части разгрузочными шнеками. Лучшему удалению жома способствуют также лопасти. Разгрузочные шнеки смонтированы под прямым углом к транспортирующим шнекам и вращаются в противоположном направлении. Для подогрева массы в нижней части корпуса аппарата установлены подогревательные камеры.

1. Тема 12: Адсорбция.

2. Цель: Ознакомление студентов с теоретическими и практическими основами процесса адсорбции.

3. Тезисы лекции:

1. Общие сведения об адсорбции.
2. Материальный баланс адсорбции.
3. Аппараты, предназначенные для проведения процесса адсорбции.

Краткое содержание лекции

Адсорбцией называют процессы поглощения одного или нескольких компонентов из газовой, паровой смеси или раствора твердым веществом. Твердое вещество, поглощающее какой-либо компонент, называется *адсорбентом*. Вещество, которое поглощается, называется *адсорбтивом*. Поглощение при адсорбции осуществляется поверхностью твердого вещества. Возможны два вида адсорбции: физическая и химическая (хемосорбция). Сущность физической адсорбции заключается во взаимном притяжении молекул адсорбента и адсорбтива, без химического взаимодействия между ними. При хемосорбции между адсорбентом и адсорбтивом происходит химическая реакция. Физическая адсорбция обратима, химическая не всегда бывает обратимой.

При адсорбции водяных паров на поверхности адсорбента может происходить их конденсация. Конденсат заполняет поры адсорбента, в связи с чем адсорбцию в этом случае часто называют капиллярной конденсацией. Эти процессы широко применяются в разных отраслях промышленности при очистке и осушке газов, очистке и осветлении растворов, разделении газов и жидкостей. В фармацевтической промышленности адсорбция применяется для осветления различного рода сиропов и настоек.

Адсорбенты и их адсорбционная способность.

Для того чтобы процесс адсорбции шел интенсивно, в качестве адсорбентов применяют твердые вещества, пронизанные капиллярами или порами, с большой удельной поверхностью. Поглощаемые газы, пары, жидкость образуют на поверхности этих капилляров слой.

OŃTÚSTIK QAZAQSTAN MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

Адсорбенты характеризуются также своей поглотительной, или адсорбционной, способностью. Она определяется концентрацией адсорбтива в единице массы или объема адсорбента. Адсорбционная способность к данному веществу зависит от температуры и давления, при которых происходит процесс, а также от концентрации адсорбтива. Максимально достижимая при заданных условиях поглотительная способность адсорбента называется его равновесной активностью.

В промышленности в качестве адсорбентов применяют различные вещества. Наибольшее распространение в фармацевтической промышленности имеют активированный древесный уголь, целлюлозная масса, костный уголь, силикагели, цеолиты и иониты.

Материальный баланс адсорбции.

Несмотря на различия между процессами абсорбции и адсорбции, они протекают по сходным закономерностям. В связи с этим аналогичны уравнения их материального баланса. Для условий адсорбции уравнение материального баланса имеет следующий вид:

$$G \cdot (y_n - y_k) = W \cdot (x_k - x_n) = G_n,$$

где G – количество смеси, подлежащей разделению, кг;

y_n, y_k – начальная и конечная концентрации адсорбтива, содержащегося в смеси, кг/кг;

W – количество адсорбента, кг;

x_n, x_k – начальная и конечная концентрации адсорбтива в поглощающем веществе (адсорбенте), кг/кг;

G_n – количество поглощенного адсорбируемого вещества, кг.

Концентрацию адсорбтива в адсорбенте можно определить по уравнению Фрейндлиха:

$$X = K \cdot y^{1/n},$$

где K и n – константы, характерные для определенных адсорбентов и адсорбтивов.

Количество адсорбируемого вещества за определенное время рассчитывается по формуле:

$$G_n = \beta \cdot \Delta C \cdot S \cdot \tau,$$

где β – коэффициент массоотдачи при адсорбции, м/с;

ΔC – средняя разность концентраций, кг/м;

S – поверхность адсорбента, м²;

τ – время, с.

Аппараты, предназначенные для проведения процесса адсорбции

В фармацевтической промышленности наибольшее распространение приобрели адсорберы с неподвижным слоем адсорбента. В качестве примера аппаратов этого типа может служить схема колонного адсорбера (рис. 5.5). Он представляет собой цилиндрический резервуар, наполненный активированным углем. Сверху поступает сироп, подлежащий очистке. После прохождения сиропом адсорбера он обязательно поступает на фильтр для очистки его от частичек угля.

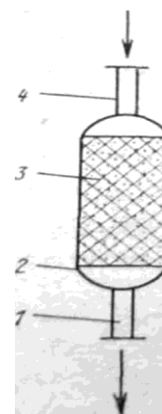


Рис. 5.5 - Схема адсорбера колонного типа

- 1 – патрубок для выхода жидкости; 2 – корпус аппарата (колонна); 3 – адсорбент; 4 – патрубок для входа жидкости

1. Тема 13: Сушка.

2. Цель: Ознакомление студентов с теоретическими основами сушки.

3. Тезисы лекции:

1. Способы тепловой сушки. Равновесная влажность и связь влаги с материалом. Свойства влажного воздуха. Построение диаграммы I – x.
2. Материальный и тепловой балансы сушки. Изображение процессов сушки на диаграмме влажного воздуха.
3. Кинетика процесса сушки.

Краткое содержание лекции

Удаление влаги из твердых, жидких или пастообразных материалов в результате испарения под действием тепловой обработки называется сушкой. По способу подвода тепла к высушиваемому материалу различают:

1. Конвективная сушка – путем непосредственного контакта высушиваемого материала с сушильным агентом, в качестве которого обычно используется нагретый воздух или дымовые газы.
2. Контактная сушка – сушка посредством передачи тепла от теплоносителя к материалу через разделяющую их стенку.
3. Радиационная сушка – сушка инфракрасными лучами.
4. Диэлектрическая сушка – нагревание высушиваемого тела токами высокой частоты.
5. Сублимационная сушка – сушка вымораживанием под вакуумом.

Последние три вида сушки называются специальными. Наибольшее распространение в промышленности имеет конвективная сушка.

При конвективной сушке сушильный агент выполняет две функции: подводит тепло к высушиваемому материалу и отводит от него испаренную влагу.

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

Влажный воздух представляет собой смесь сухого газа и водяного пара и характеризуется следующими основными параметрами: абсолютной и относительной влажностью, влагосодержанием и энтальпией (теплосодержанием).

Абсолютная влажность – масса водяного пара (кг), содержащаяся в 1 м³ влажного воздуха.

Относительная влажность (степень насыщения) - φ - это отношение массы водяного пара, содержащегося в 1 м³ влажного воздуха, к максимально возможной массе водяного пара в 1 м³ воздуха при тех же условиях.

$$\varphi = \frac{\rho_{\text{П}}}{\rho_{\text{Н}}} = \frac{P}{P_{\text{Н}}}$$

Здесь: $\rho_{\text{П}}$ - плотность пара, кг/м³; $\rho_{\text{Н}}$ - плотность насыщенного пара, кг/м³; $P_{\text{П}}$ - парциальное давление пара, Па; $P_{\text{Н}}$ - парциальное давление насыщенного пара, Па.

Влагосодержание воздуха – количество водяного пара во влажном воздухе, приходящееся на 1 кг абсолютно сухого воздуха.

$$x = \frac{\rho_{\text{П}}}{\rho_{\text{СВ}}} \frac{\text{кг} \cdot \text{влаги}}{\text{кг} \cdot \text{а.с.возд}}$$

В соответствии с уравнением состояния идеальных газов имеем:

$$\rho_{\text{П}} = \frac{P_{\text{П}} M_{\text{П}}}{RT}; \quad \rho_{\text{СВ}} = \frac{P_{\text{СВ}} M_{\text{СВ}}}{RT}$$

Здесь: $M_{\text{П}}$, $M_{\text{СВ}}$ – молекулярные массы пара и воздуха кг/моль; $R=8314$ Дж/(кмоль к) – универсальная газовая постоянная.

Из этих двух соотношений получаем:

$$x = \frac{M_{\text{П}}}{M_{\text{СВ}}} \cdot \frac{P_{\text{П}}}{P_{\text{СВ}}} \quad (1)$$

Согласно закону Дальтона общее давление равно сумме парциальных давлений сухого воздуха и водяного пара.

$$P = P_{\text{СВ}} + P_{\text{П}}$$

откуда: $P_{\text{СВ}} = P - P_{\text{П}}$

Но, с другой стороны $P_{\text{СВ}} = \varphi P_{\text{П}}$, поэтому подставляя последние зависимости в (1), получаем:

$$x = \frac{18}{29} \cdot \frac{\varphi P_{\text{Н}}}{P - \varphi P_{\text{Н}}} = 0,622 \frac{\varphi P_{\text{Н}}}{P - \varphi P_{\text{Н}}} \quad (2)$$

Энтальпия (теплосодержание) – представляет собой количество тепла, содержащееся в воздухе, и равна сумме энтальпий абсолютно сухого воздуха и водяного пара.

$$J = c_{\text{СВ}} t + x i_{\text{П}} \text{ Дж/кг а.с. возд.}$$

где: $c_{\text{СВ}}$ – теплоемкость сухого воздуха, Дж/(кг к); t – температура воздуха, °С; $i_{\text{П}}$ – теплосодержание пара: $i_{\text{П}} = r_0 + c_{\text{н}} t$

С учетом этого энтальпия воздуха будет:



Кафедра Инженерных дисциплин

Лекционный комплекс

76/11

95 беттің 1 беті

$$J = (C_{CB} + C_{II}x)t + r_0x \quad (3)$$

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

Учитывая, что $C_{CB} \approx 1$ кДж/(кг К) – теплоемкость сухого воздуха; $C_{II} = 1,97$ кДж/(кг К) – теплоемкость пара; $r_0 = 2493$ кДж/кг – скрытая теплота парообразования, последнее выражение может быть записано в виде:

$$J = (1 + 1,97)t + 2493 \cdot x \text{ кДж/кг.}$$

J – х – диаграмма влажного воздуха.

Диаграмма влажного воздуха впервые разработана А.К. Рамзиным и построена для постоянного давления $P=745$ мм. Рт. ст.,.

Оси координат диаграммы имеют угол 135° . Ось ординат – энтальпия, ось абсцисс – влагосодержание. Для удобства пользования диаграммой ось влагосодержания спроектирована на вспомогательную ось. Чаще всего диаграмма приводится в литературе без основной оси х. На диаграмме нанесены следующие линии:

1. линии постоянных влагосодержания ($x=\text{const}$) – вертикальные прямые, параллельные оси ординат;
2. линии постоянных энтальпий ($J=\text{const}$) – прямые, параллельные основной оси абсцисс, т.е. идущие под углом 135° ;
3. линии постоянных температур – изотермы ($t=\text{const}$), полученные с помощью уравнения (3);
4. линии постоянных относительных влажностей ($\varphi = \text{const}$), получаемые по уравнению (2);
5. линии парциальных давлений водяного пара в воздухе, значения которых отложены на правой оси ординат диаграммы.

Линии $\varphi = \text{const}$ при температурах от 0 до $99,4^\circ\text{C}$ имеют вид расходящегося пучка кривых, а при превышении температурой значения $t=99,4^\circ\text{C}$ имеют резкий излом и идут вертикально вверх. Почему? Дело в том, что при этой температуре давление насыщенного пара становится равным барометрическому. В этом случае уравнение (2) принимает вид;

$$x = 0,622 \frac{\varphi P}{P - \varphi P} = 0,622 \frac{y}{1 - \varphi}$$

Откуда и следует, что φ не зависит от t .

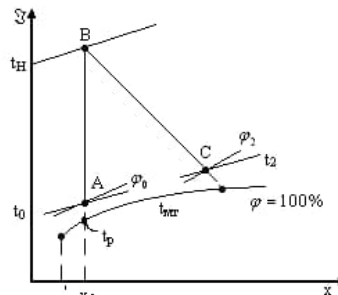
Линия $\varphi = 100\%$ соответствует насыщению воздуха водяным паром при данной температуре. Эта линия ограничивает снизу расположенную над ней рабочую часть диаграммы. Область, лежащая выше линии $\varphi = 100\%$, соответствует ненасыщенному влажному воздуху, который обычно и применяется в качестве сушильного агента. Область выше температуры 100°C – это область перегретого пара. Часть диаграммы, находящаяся ниже линии $\varphi = 100\%$, отвечает воздуху, пересыщенному водяным паром и, как правило, в расчётах процессов сушки не используется.

Пользуясь J - х – диаграммой, по любым двум известным параметрам влажного воздуха можно найти точку, характеризующую состояние воздуха и определить все остальные его параметры.

Изображение процесса сушки на J - х диаграмме.

Поскольку конвективная сушка – это сушка нагретыми газами, то очевидно, перед поступлением в сушилку воздух должен быть нагрет. При нагревании воздуха его относительная влажность уменьшается, а влагосодержание остаётся постоянным.

Поэтому на диаграмме процесс нагрева изображают линией АВ, проводя вертикальную прямую из точки, характеризующей начальное состояние воздуха (t_0, x_0), до линии, являющейся изотермой температуры нагрева t_H .



Естественно, процесс охлаждения будет изображаться обратной линией ВА. Если линию ВА довести до линии $\varphi = 100\%$, температура, соответствующая точке пересечения этих линий – это точка росы. Дальнейшее охлаждение воздуха ниже точки росы приводит к конденсации влаги и, следовательно, к уменьшению влагосодержания воздуха. Таким образом, процесс охлаждения насыщенного воздуха идёт по линии $\varphi = 100\%$. Существует понятие «адиабатическая сушка». Это процесс, при котором влага из материала испаряется только за счёт тепла, передаваемого материалу воздухом. При этом, тепло, отдаваемое воздухом, возвращается в воздух с испарённой влагой. Одновременно увеличивается влагосодержание и относительная влажность воздуха и понижается его температура. Такой процесс называется теоретической сушкой.

Температура материала при адиабатическом испарении постоянно и равна температуре мокрого термометра. Процесс теоретической сушки идёт по линии постоянных энтальпий. (линия ВС). Точка С (φ_2, t_2) характеризует состояние воздуха, выходящего из сушилки. Температура мокрого термометра определяется так: через данную точку проводится линия $Z = \text{const}$ до пересечения с линией $\varphi = 100\%$. Температура, соответствующая точке пересечения и есть $t_{m.t.}$

Разность между температурой воздуха и температурой мокрого термометра называется потенциалом сушки. Так, потенциал сушки на выходе из сушилки для нашего случая будет:

$$\delta_k = t_2 - t_{m.t.}$$

Потенциал сушки характеризует способность воздуха поглощать влагу из материала.

Формы связи влаги с материалом.

По классификации, предложенной акад. П.А. Ребиндером, различают следующие формы связи влаги с материалом: физико-механическая, физико-химическая и химическая. Физико-механическая – это свободная влага. Физико-химическая связь включает в себя два вида связей: адсорбционную и осмотическую. Адсорбционная влага прочно удерживается на поверхности материала и в его порах. Осмотическая связанная влага, называемая также влагой набухания, находится внутри клеток материала и

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

удерживается осмотическими силами. Удаление адсорбционной влаги требует значительно большей энергии, чем осмотической. Химически связанная влага наиболее прочно соединена с материалом (например, влага в кристаллогидратах). Химически связанная влага может быть удалена только при нагревании материала до высоких температур или в результате проведения химической реакции.

В процессе сушки удаляется, как правило, только физико-механическая и физико-химическая влага.

Вес влажного материала может быть представлен так:

$$G_m = G_c + G_{вл}$$

где: G_c , $G_{вл}$ – соответственно, количество абсолютно сухого вещества и количество влаги в материале, кг. Масса влаги, отнесённая к общему количеству материала – это абсолютная влажность:

$$\omega = \frac{G_{вл}}{G_c} \cdot 100\% \quad (U)$$

Относительная влажность материала это отношение массы влаги к массе абсолютно сухого вещества.

$$\omega^c = \frac{G_{вл}}{G_c} \cdot 100\% \quad (U')$$

количество абсолютно сухого материала в процессе сушки не меняется, поэтому в расчётах обычно используется величина ω^c .

Из трёх последних уравнений легко выразить связь между относительной и абсолютной влажностью:

$$\omega^c = \frac{\omega}{100 - \omega} \cdot 100\%; \quad \omega = \frac{\omega^c}{100 + \omega^c} \cdot 100\%.$$

Материальный баланс процесса сушки.

При расчёте процессов сушки обычно используется три типа баланса:

1. Баланс по общему количеству материала:

$$G_1 = G_2 + W$$

где: G_1 – расход влажного материала, поступающего в сушилку, кг/ч; G_2 – расход высушенного материала на выходе из сушилки, кг/ч; W – количество влаги, удаляемой из материала в единицу времени, кг/ч.

2. Баланс по абсолютно сухому веществу:

$$G_1 \frac{100 - \omega_1}{100} = G_2 \frac{100 - \omega_2}{100}$$

Из полученного уравнения могут быть получены следующие важные зависимости:

$$G_1 = G_2 \frac{100 - \omega_2}{100 - \omega_1}; \quad G_2 = G_1 \frac{100 - \omega_1}{100 - \omega_2}$$

Из материального баланса обычно определяют расход испаряемой влаги по уравнению:

$$W = G \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_1}$$

При выражении влажности материала в относительных единицах, последнее уравнение примет вид:

$$W = G_2 \frac{\omega^c - \omega^c}{100 + \omega_1^c} = G_2 \frac{\omega^c - \omega^c}{100 + \omega_2^c}$$

3. Баланс по испарённой влаге:

$$Lx_0 + w = Lx_2$$

Из этого баланса обычно определяется расход сушильного агента:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0}$$

где: x_0 – начальное влагосодержание воздуха, x_2 – влагосодержание воздуха на выходе из сушилки.

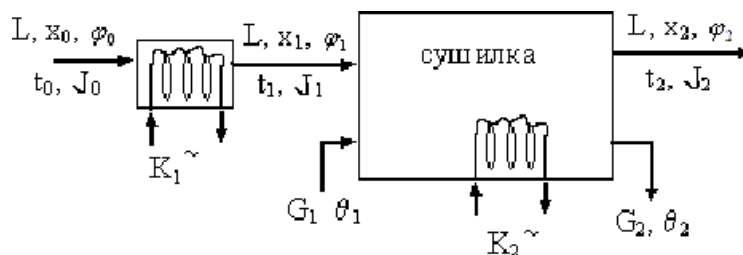
Последнее выражение может быть также записано в следующем виде:

$$L = wl$$

где: $l = L \mid (x_2 - x_1)$ – удельный расход сушильного агента. Величина l показывает, какое количество абсолютно сухого воздуха необходимо для удаления 1 кг влаги.

Тепловой баланс процесса сушки.

Рассмотрим схематично тепловой баланс сушильной установки.



Пусть в сушилку поступает G_1 кг/ч влажного материала, имеющего температуру $\theta_1^0 C$. Из сушилки выходит G_2 кг/ч сухого продукта с температурой θ_2 . В сушилку

поступает сушильный агент, содержащий L кг/ч абсолютно сухого воздуха. Влажность сушильного агента Φ_1 , температура t_1 и энтальпия J_1 . Предварительно воздух подогревается в калорифере K_1 . Перед калориферам параметры воздуха x_0, y_0, t_0, J_0 . В

сушилке установлен дополнительный калорифер K_2 . На выходе из сушилки параметры воздуха x_1, y_1, t_1, J_1 .

При установившемся процессе сушки тепловой баланс запишется следующим образом:

$$LJ_0 + G_1 C_M \theta_1 + WC_6 \theta_1 + Q_1 + Q_2 = LJ_2 + G_2 C_M \theta_2 + Q_{\Pi}$$

здесь: LJ_0 – тепло поступающее в сушилку с абсолютно сухим воздухом, Дж/с;

$G_1 C_M \theta_1$ – тепло, поступающее в сушилку с материалом, Вт; C_M – теплоёмкость сухого материала.

$WC_6 \theta_1$ - тепло, поступающее с влагой материала.

Q_1, Q_2 – тепло от калориферов K_1 и K_2 .

LJ_2 – тепло, уходящее с отработанным воздухом.

$G_2 C_M \theta_2$ – тепло с высушенным материалом.

Q_{Π} – потери тепла в окружающую среду.

Из этого уравнения определим расход тепла на сушку.

$$Q = Q_1 + Q_2 = L(J_2 - J_0) + G_2 C_M (\theta_2 - \theta_1) - WC_6 + Q_{\Pi};$$

Поделив все члены этого уравнения на w , получим удельный расход тепла:

$$q = \frac{Q}{W} = q_1 + q_2 = l(J_2 - J_0) + q_m - C_6 \theta_1 + q_{\Pi};$$

удельный расход тепла в первом калорифере может быть выражен так:

$$q_1 = l(J_1 - J_0);$$

Подставляя это выражение в предыдущее, можем записать:

$$l(J_2 - J_1) = q_2 + C_6 \theta_1 - q_m - q_{\Pi}$$

Обозначив правую часть этого равенства через Δ , получим:

$$l(I_2 - I_1) = \Delta \quad \text{отсюда: } I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{l}$$

Величина Δ называется внутренним балансом сушилки и выражает разность между приходом и расходом тепла в аппарате без учета тепла, приносимого с воздухом из основного калорифера. Δ характеризует отклонение процесса от теоретического.

$$\Delta = \frac{I_2 - I_1}{x_2 - x_0}$$

Кинетика процесса сушки.

Под кинетикой процесс сушки понимается изменение влажности материала во времени. Зависимость между влажностью материала ω^C и временем τ характеризуется кривой сушки.

В общем случае кривая сушки состоит из нескольких участков, соответствующих различным периодом сушки. Различают следующие периоды: I) период прогрева (AB), в течение которого влажность изменяется не значительно. II) – период постоянной скорости сушки (BC) в котором влажность интенсивно уменьшается по прямолинейному закону.

Этот период продолжается до достижения первой критической влажности $w_{кр1}^c$, которая

также ещё называется гигроскопической. После этого начинается период падающей скорости сушки (CE). В конце процесса сушки влажность материала становится равной равновесной (вт.Е).

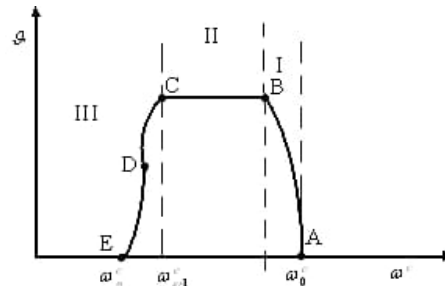
Скорость сушки – изменение влажности материала в единицу времени:

$$g = \frac{dw^c}{d\tau} \quad \left[\frac{\text{кгвл/кг.а.с.в}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right]$$

Важной характеристикой процесса является интенсивность сушки: это скорость испарения влаги с единицу поверхности:

$$J = \frac{dw^c}{fd\tau} \quad \left[\frac{\text{кгвл/кг.а.с.в}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right]$$

При анализе процесса сушки часто используют график зависимости скорости сушки от влажности, который называется кривой скорости сушки. На этом графике имеются те же периоды, что и на кривой сушки.

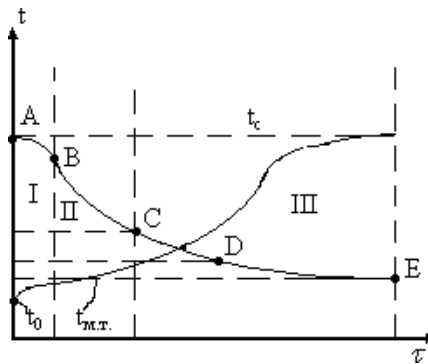


Точка D – вторая критическая – соответствует достижению равновесной влажности на поверхности материала. Начиная с этого момента скорость сушки перестаёт зависеть от внешних условий, а определяется скоростью внутренней диффузий влаги из глубины материала к его поверхности материала в процессе сушки сопровождается изменением температуры материала. И эта кривая находится в соответствии с кривой сушки.

В периоде прырыва температура быстро растёт от начальной до температуры мокрого термометра $t_{м.г.}$ и остаётся неизменной в течение первого периода сушки. При этом всё тепло, подводимое к материалу, идёт на испарение влаги. В период падающей скорости сушки испарение влаги с поверхности уменьшается. И всё более возрастающая часть тепла затрачивается на нагрев материала. Поэтому, снижение скорости сушки сопровождается температуры материала. Когда процесс сушки заканчивается и влажность достигает равновесного значения, то температура материала достигает температуры сушильного агента.

Испарение влаги с поверхности материала.

Этот процесс осуществляется вследствие внешней диффузии пара от поверхности материала в сушильный агент: поэтому движущей силой в данном случае будет разность парциальных давлений насыщенного водяного пара у поверхности материала и давления пара в окружающей среде. При этом основное уравнение интенсивности сушки имеет вид:



$$j_2 = \frac{dG_s}{F d\tau} = \beta (P_H - P_s) \frac{760}{B} \quad \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{влаж}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right]$$

Где: $\frac{dG_s}{d\tau}$ - скорость изменения массы испаряемой влаги, кг/с; F – поверхность испарения, м²; j_2 - поток влажности. P_H, P_s – парциальные давления пара, соответственно: насыщенного

У поверхности материала и в воздухе:

$$P_H = f(t_M)$$

P_H – барометрическое давление, мм. рт. ст.; β – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, определяется опытным [кг/м²с²х_{силы}] путём. Например, при движении воздуха вдоль поверхности испарения:

$$\beta = 59,33 + 45,29 \vartheta \quad \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}} \right]$$

Где: ϑ - скорость движения воздуха; м/с.

$$\beta = (4,7 + 3,56\vartheta) \cdot 10^{-8} \quad \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}} \right]$$

Период падающей скорости сушки.

(Перемещение влаги внутри материала)

При испарении влаги с поверхности внутри материала возникает градиент влажности, который и способствует перемещению влаги из внутренних слоёв материала к его поверхности. В первом периоде сушки этот градиент очень велик и скорость процесса определяется лишь внешним отводом влаги. В начале второго периода испарение с поверхности начинает сопровождаться перемещением влаги внутри материала и её испарением в порах вещества. В дальнейшем поверхностный слой материала постепенно

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

полностью высыхает, зона испарения продвигается в глубь материала и наиболее прочно связанная адсорбционная влага перемещается уже только в виде пара.

Перенос влаги внутри материала называется влагопроводностью. Плотность потока влаги пропорциональна градиенту концентраций влаги:

$$j = -k \frac{\partial c}{\partial x}$$

где: k – коэффициент влагопроводности, m^2/c , по $c = \omega^c \rho_0$,

где ρ_0 - плотность сухого вещества, поэтому:

$$\partial \omega^c$$

$$j = -k \rho_c \frac{\partial \omega^c}{\partial x}$$

Величина коэффициента влагопроводных зависит от формы связи влаги материалом, влажности материала и его температуры не может быть определено только опытным путем. При некоторых видах сушки (контактной, радиационной или диэлектрической) в толще материала помимо градиента влажностей, возникает температурный градиент, влияющий на перемещение влаги внутри материала. При этом создается дополнительный параллельный поток влаги, определяемый выражением:

$$j_T = -k \rho_c \delta \frac{\partial t}{\partial x}$$

где: δ - коэффициент термовлагопроводности. За счет термовлагопроводности влага перемещается противоположно градиенту температур и следовательно, может противодействовать процессу сушки. Скорость изменения влажности материала в процессе сушки в общем случае выражается дифференциальным уравнением влагообмена.

$$\frac{\partial \omega^2}{\partial \delta} = k (\Delta^2 \omega^c + \delta \Delta^2 t)$$

Устройство сушилок.

В настоящее время имеется множество разнообразных сушильных аппаратов, различающихся по способу подвода тепла (конвективные, контактные, радиационные и т.д.), по виду используемого теплоносителя (воздушные, газовые, паровые), по способу организации процесса (периодические и непрерывные) и т.д.

4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

5. Литература:

Основная:

- 1) Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
- 2) Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. - М.: Химия, 1973

OÑTÚSTIK QAZAQSTAN MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

- 3) Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
- 4) Ақбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
- 5) Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

- 1) Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. - Л.: Химия,.
- 2) Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой– Москва, Академия – 2006 г.
- 3) Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов.-М.: Агропромиздат, 1985.-335 с.

6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) Какой процесс называется сушкой?
- 2) Какие виды сушки применяются в фармацевтической промышленности?
- 3) Что является движущей силой сушки?
- 4) Какие факторы определяют скорость сушки в первом периоде?
- 5) Какие факторы определяют скорость сушки во втором периоде?
- 6) Перечислите формы связи влаги с материалом.

1. Тема 14: Кристаллизация.

2. Цель: Ознакомление студентов с теоретическими и практическими основами процесса кристаллизации.

3. Тезисы лекции:

1. Общие сведения о кристаллизации.
2. Материальный и тепловой балансы кристаллизации.

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

3. Аппараты, предназначенные для проведения процесса кристаллизации.

Краткое содержание лекции

Кристаллизацией называют процесс выделения твердой фазы в виде кристаллов из растворов и расплавов. Кристаллы представляют собой однородные тела различной геометрической формы, ограниченные плоскими гранями.

Механизм и кинетика процессов кристаллизации.

Процесс кристаллизации проводят в водных растворах путем снижения растворимости кристаллизующего вещества. Для этого снижают температуру раствора либо удаляют из него растворитель.

Растворимость вещества, увеличивающаяся с повышением температуры, называется положительной. В случае ее уменьшения она называется отрицательной.

Известно, что каждое вещество в зависимости от вида растворителя и главным образом от температуры нагревателя этого вещества имеет свой предел растворимости. Когда вещество больше не растворяется, в системе находятся две фазы — жидкая и твердая. Раствор, соответствующий такому равновесному состоянию, называется *насыщенным*. Если же температуру раствора понизить, то он перейдет из состояния насыщенного в *перенасыщенный*. Перенасыщенные растворы неустойчивы и легко переходят в насыщенные. Часть твердого вещества из них выделяется в виде кристаллов. На этом, собственно, и основано одно из направлений промышленного проведения кристаллизации.

Перевести неравновесный перенасыщенный раствор в состояние равновесного насыщенного с одновременным выделением кристаллов можно путем испарения или выпаривания части растворителя.

Процесс кристаллизации состоит из двух стадий. На первой стадии образуются зародыши (центры) кристаллизации, на второй стадии происходит рост кристаллов.

Материальный тепловой баланс кристаллизации.

Материальный баланс кристаллизации можно представить в виде двух уравнений. В основе первого из них лежит баланс раствора:

$$G_{и} = G_{м} + W_{р} + G_{к},$$

где $G_{и}$, $G_{м}$ — соответственно масса исходного раствора и раствора после кристаллизации, кг;

$G_{к}$ — масса кристаллов, кг;

$W_{р}$ — масса удаленного из раствора растворителя, кг.

В основе второго уравнения лежит баланс кристаллизующего вещества:

$$G_{и}x_{и} = G_{м}x_{м} + G_{к}x_{к},$$

где $x_{и}$, $x_{м}$, $x_{к}$ — соответственно концентрация кристаллизующего вещества в исходном растворе, растворе после кристаллизации и кристаллах, %.

В кристаллогидратах $x_{к} < 100$ %, в безводных кристаллах $x_{к} = 100$ %.

Рассмотрим кристаллизацию с отгонкой части воды. На кристаллизацию поступает исходный раствор G_n , из которого образуется $G_{кр}$ кристаллов и G_m маточного раствора.

Для отгонки растворителя в кристаллизатор подается D греющего пара (рис. 23.2).

Введем обозначения: i_p , $i_{кр}$, i_m , $i_{вт}$, i' , i'' — удельные энтальпии соответственно раствора, кристаллов, маточного раствора, вторичного пара, греющего пара и конденсата, кДж/кг; $r_{кр}$ — теплота образования кристаллической решетки кристаллов, кДж/кг; Δq — тепловой эффект концентрирования раствора от x_n до x_m .

При кристаллизации раствора происходит образование кристаллической решетки и выделяется некоторое количество теплоты (теплота затвердевания), а при растворении вещества требуются затраты теплоты. Если растворяемое вещество вступает в химическое взаимодействие с растворителем с образованием гидратов, при этом выделяется теплота. Суммарной тепловой эффект кристаллизации в зависимости от теплоты затвердевания и образования гидратов может быть положительным или отрицательным.

С учетом введенных обозначений теплота кристаллизации $Q_{кр} = Q_{кр} r_{кр}$, теплота гидратации $Q_r = \pm \Delta q G_m x_m$.

Согласно схеме тепловых потоков (см. рис. 23.2) тепловой баланс можно представить равенством

$$G_n i_p + G_{кр} r_{кр} \pm \Delta q G_m x_m + D i'' = G_{кр} i_{кр} + G_m i_m + W i_{вт} + D i' + Q_{п}, \quad (23.11)$$

откуда можно определить расход пара на кристаллизацию по уравнению

$$Q = D(i'' - i') = G_{кр} i_{кр} + G_m i_m + W i_{вт} + Q_{п} - G_n i_p - G_{кр} r_{кр} \pm \Delta q G_m x_m;$$

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

Производственный технологический процесс кристаллизации состоит из нескольких стадий: кристаллизация, отделение кристаллов от маточных растворов, перекристаллизация (если требуется), промывка и сушка кристаллов.

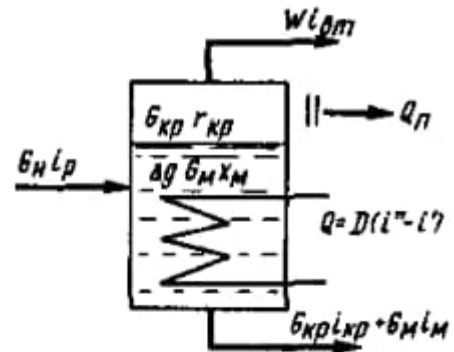


Рис. 23.2. Схема тепловых потоков

Кинетика и условия кристаллизации

Переход вещества из раствора в твердую фазу осуществляется путем диффузии растворенного вещества через пограничный слой, окружающий поверхность кристалла. Скорость процесса кристаллизации может определяться скоростью диффузии растворенного вещества через пограничный слой либо скоростью слияния вещества с телом кристалла либо зависеть от обеих стадий одновременно.

Рассмотрим процесс кристаллизации сахарозы. В процессе роста кристаллы окружены пограничным слоем пересыщенного межкристалльного раствора толщиной δ . Избыток молекул сахарозы из этого слоя пересыщенного раствора быстро выделяется на поверхности кристаллов, и раствор становится насыщенным с концентрацией сахарозы y_n . На некотором расстоянии от граней кристаллов в окружающем растворе сохраняется пересыщение с концентрацией сахарозы y_n .

Вследствие разности концентраций $y_n - y_n$ сахара диффундирует через пограничный слой раствора. Приблизившись к граням кристаллов, молекулы сахара переходят в кристаллическую решетку — происходит фазовый переход. Таким образом, скорость роста кристаллов обусловлена скоростью диффузии сахара и скоростью фазового перехода на границе раздела фаз. Если скорость фазового перехода намного выше скорости диффузии сахара, то лимитирующей стадией процесса кристаллизации сахара является ее диффузия. Скорость роста кристаллов сахара можно выразить уравнением, аналогичным (16.9):

$$dM/d\tau = [DF(y_n - y_n)]/\delta, \quad (23.1)$$

где dM — количество вещества, выкристаллизованного в единицу времени; D — коэффициент диффузии; F — площадь поверхности кристаллов, на которых выкристалливается вещество; y_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 .

Основными факторами, определяющими скорость кристаллизации, являются степень пересыщения раствора, температура, образование центров кристаллизации, интенсивность перемешивания наличие примесей в растворе.

Процесс кристаллизации состоит из двух стадий: образования центров кристаллизации и рост кристаллов.

Оптимизация процесса кристаллизации заключается в устойчивом регулируемом кристаллообразовании, росте кристаллов, регулируемом отводе или подводе теплоты в системе. Количество и размер зародышей кристаллов зависят от скорости достижения пересыщения раствора и его температуры. Отвод или подвод теплоты должен происходить по определенному закону с определенной скоростью. При слишком быстром переохлаждении раствора или его концентрировании можно затормозить образование зародышей и рост кристаллов.

Способы кристаллизации и кристаллизаторы

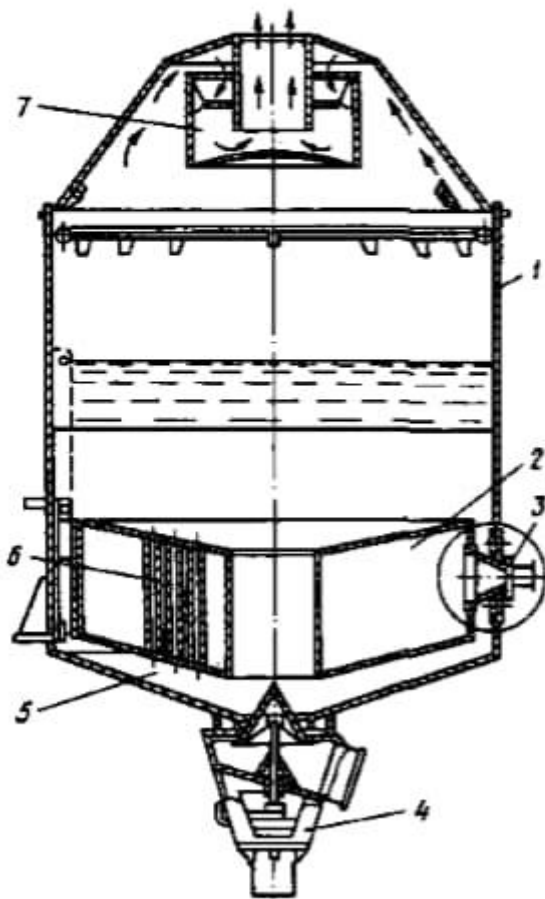
Процесс кристаллизации может быть осуществлен четырьмя способами. Первый способ заключается в получении перенасыщенного раствора путем его охлаждения. Он применяется в случаях, когда растворимость вещества уменьшается с понижением температуры. Второй способ применяется, когда растворимость вещества с понижением температуры повышается или уменьшается очень незначительно. Суть этого способа заключается в испарении или выпаривании растворителя.

Третий способ основан на одновременном охлаждении продукта и испарении растворителей. Четвертый способ кристаллизации называют высаливанием. Его сущность может быть пояснена на следующем примере. При кристаллизации поваренной соли добавляют $MgCl_2$, что приводит к понижению растворимости $NaCl$, т.е. к образованию перенасыщенного раствора.

Простейшие кристаллизаторы, работающие по первому способу, представляют собой резервуары с рубашкой и мешалкой. Мешалка позволяет ускорить охлаждение раствора и предотвращает осаждение кристаллов на дно аппарата.

Устройства кристаллизаторов

Кристаллизаторы по принципу действия делятся на аппараты периодического и непрерывного действия с отгонкой части растворителя и с охлаждением раствора. Как уже было сказано, кристаллизация с частичной отгонкой воды осуществляется в вакуум-аппаратах. Интересной разновидностью являются кристаллизаторы с псевдооживленным слоем.



Вакуум-аппарат с естественной циркуляцией периодического действия с подвесной греющей камерой показан на рис. 23.3. Греющая камера состоит из двух конических трубчатых решеток, в которых развальцованы греющие трубы. По оси греющей камеры расположена циркуляционная труба. Между корпусом греющей камеры и стенками аппарата имеется кольцевое пространство, в котором циркулирует утфель.

В вакуум-аппаратах применяют специальное устройство для подвода пара в греющую камеру, которое воспринимает температурные деформации,

Рис. 23.3. Вакуум-аппарат с подвесной греющей камерой:
1 — корпус; 2 — греющая камера; 3 — устройство для ввода пара; 4 — циркуляционная труба; 5 — днище; 6 — греющая труба; 7 — сепаратор инерционного типа

4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

5. Литература:

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA АКАДЕМИЯСЫ «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11 95 беттің 1 беті	
Лекционный комплекс		

Основная:

- 6) Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чуешова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
- 7) Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. - М.: Химия, 1973
- 8) Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
- 9) Ақбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
- 10) Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

- 5) Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. - Л.: Химия,.
- 6) Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой– Москва, Академия – 2006 г.
- 7) Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. 3-издание - М.: Химия,
- 8) Кафаров В.В. Основы массопередачи - М.: Высшая школа, 1979

6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 6) В чем сущность процесса кристаллизации?
- 7) Какие компоненты участвуют в процессе кристаллизации?
- 8) Какие факторы определяют равновесие в процессе кристаллизации?
- 9) В каких аппаратах проводят процесс кристаллизации?
- 10) Каким законам массопередачи подчиняются процессы экстракции?

1. Тема 15: Биохимические процессы.

2. Цель: Ознакомление студентов с теоретическими и практическими основами биохимических процессов.

3. Тезисы лекции:

1. Общие сведения о биохимических процессах.
2. Кинетика ферментационных процессов.
3. Массообмен в процессах ферментации.
4. Аппаратура для ферментации.

Краткое содержание лекции

Процессы направленной жизнедеятельности микроорганизмов, скорость которых определяется приростом массы или продуктов их метаболизма называются биохимическими процессами.

Общие сведения. Биохимические осуществляются с помощью живых микроорганизмов. Они потребляют из окружающей среды – субстрата питательные вещества – сахарозу, глюкозу, лактозу и другие углеводы. Микроорганизмы дышат, растут, размножаются, выделяют газообразные и жидкие продукты метаболизма, реализуя тем самым накопление биомассы или продуктов метаболизма, ради чего и проводится процесс ферментации. При ферментации накапливаются биомасса и продукты

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11	
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті	

метаболизма. Питательные среды и культуральные жидкости содержат сахара, спирты и другие компоненты в концентрациях, при которых рост многих микроорганизмов затруднен. В ряде случаев применяют микроорганизмы – анаэробы, для культивирования которых не требуется кислорода, что затрудняет и рост посторонней микрофлоры. В связи с этим не возникает проблем стерилизации больших количеств жидкости, оборудования, его герметизации, тонкой очистки воздуха. Выделение готового продукта происходит в сепараторах в жидком виде с последующей сушкой в распылительных сушилках. Проведение технологического процесса в условиях, сопутствующих развитию посторонней микрофлоры ($t = 25...35\text{ }^{\circ}\text{C}$, $\text{pH} = 6,2...7,2$) в отсутствие строгой стерилизации и герметизации оборудования, может привести к полному подавлению роста целевого полезного продуцента или к резкому снижению выхода целевого продукта метаболизма. Поэтому в этих процессах предъявляют повышенные требования к асептике: тонкой очистке воздуха, стерилизации оборудования и культуральной жидкости. Синтез проводят в аппаратах, которые называют ферментаторами периодического и непрерывного действия.

Целевой продукт выделяют из культуральной жидкости путем фильтрования, сепарации, экстракции, выпаривания и сушки. Наиболее распространенными методами сушки являются распылительные, сублимационные, вакуумные и сушка в псевдооживленном слое.

Особенности биохимических процессов следующие: образование или разрушение различных продуктов с помощью живых микроорганизмов; саморегулирование, которое обычно направлено на ускорение роста биомассы. Кроме того, все внутриклеточные процессы протекают и регулируются белковыми биокатализаторами – ферментами, клеточные, оболочка – мембрана обладает избирательной проницаемостью, на внешнее воздействие регуляторные механизмы клетки реагируют приспособительной реакцией, направленной обычно в благоприятную для жизнедеятельности микроорганизмов сторону. Анализ и расчет ферментаторов основываются на информации о микрокинетике процесса ферментации микроорганизмов, который включает кинетику роста биомассы в зависимости от концентрации компонентов субстрата и других параметров, а также на изучении закономерностей массо- и теплообмена.

Кинетика ферментационных процессов

Большинство используемых в промышленности микроорганизмов является гетеротрофами, для жизнедеятельности которых необходимы органические источники углерода.

В процессе жизнедеятельности микроорганизмы осуществляют разнообразные функции, которые обусловлены высокой степенью организации клеток и их сложной структурой.

Клетка состоит из клеточной стенки, цитоплазматической мембраны, цитоплазмы и ядра. В ходе жизнедеятельности микроорганизмов клетки непрерывно претерпевают как количественные, так и качественные изменения: рост, изменение химического состава, морфологии, размножения, спорообразования и, наконец, отмирание.

Типичная кривая роста культуры микроорганизмов показана на рисунке 1. Первая фаза – лаг-фаза – характеризуется отсутствием роста клеток. В этой фазе (I стадия) посевная культура адаптируется к внешним условиям и вырабатывает ферменты для роста

клеток на данной питательной среде. В экспоненциальной фазе (II стадия) клетки размножаются с максимально возможной в данных условиях скоростью. Продолжительность этой фазы зависит от запаса питательных веществ в среде культивирования, эффективности перемешивания и скорости подвода кислорода к клетке, т.е. эффективности аэрации.

С увеличением накопления биомассы исчерпываются питательные вещества, накапливаются продукты обмена и снижается скорость массообмена кислорода с клеткой. Эти факторы приводят к снижению скорости роста микроорганизмов (III стадия). Дальнейшее потребление субстратов и выделение метаболитов приводят к прекращению роста (IV стадия) – стационарная фаза. В V стадии (стадия отмирания) число клеток резко снижается.

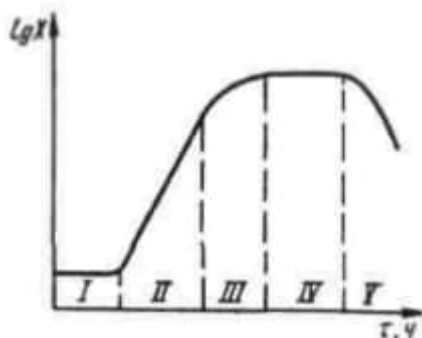


Рисунок 5.1 – Кривая роста культуры микроорганизмов

Для описания кинетики роста микроорганизмов используют общую и удельную скорости роста. Общая скорость биомассы микроорганизмов (в кг/(м³·ч)) представляет собой отношение прироста биомассы dM за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$. Эта скорость пропорциональна концентрации биомассы. Кинетика роста биомассы микроорганизмов описывается уравнением,

$$\frac{dM}{d\tau} = KM,$$

где M – концентрация биомассы, кг/м³; τ – продолжительность процесса, ч; K – удельная скорость роста биомассы, ч⁻¹. Из уравнения удельная скорость

$$K = \frac{1}{M} \cdot \frac{dM}{d\tau}.$$

В экспоненциальной фазе удельная скорость роста биомассы микроорганизмов постоянна и равна максимально возможной для данной культуры и условий проведения процесса.

Концентрация биомассы согласно уравнению возрастает по экспоненциальному закону,

$$M = M_0 e^{K\tau}$$

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казakhstanская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті

где M_0 – концентрация биомассы в начале экспоненциальной фазы, кг/м³.
 Прологарифмировав уравнение, получим.

$$\ln M = M_0 + K\tau.$$

В полулогарифмических координатах данное уравнение представляет собой прямую линию с тангенсом угла наклона, пропорциональным удельной скорости роста K . Чтобы рассчитать удельную скорость роста, определяют значения M_1 и M_2 для двух точек, соответствующих продолжительности процесса t_1 и t_2 [1].

Тогда

$$K = \frac{1}{\tau_1 - \tau_2} (\ln M_2 - \ln M_1)$$

Продолжительность регенерации τ_p , за которую количество биомассы увеличится в два раза,

$$\tau_p = \frac{\lg 2}{K} = \frac{0,69}{K}.$$

В качестве сырья в микробиологическом синтезе используют отходы крахмалопаточного производства (меласса, гидрол), гидро-лизаты торфа и питательных отходов, молочную сыворотку, кукурузную муку, углеводороды переработки нефти [1].

Массообмен в процессах ферментации

Для роста популяции аэробных микроорганизмов требуется кислород, который окисляет органические субстраты и обеспечивает клетки энергией. Кислород плохо растворяется в воде, и его концентрация в воде составляет 8,1 мг/л. Поэтому для обеспечения процесса ферментации необходима непрерывная аэрация ферментационной жидкости воздухом.

При аэрации происходят два процесса: абсорбция кислорода ферментационной жидкостью из пузырьков воздуха и усвоение растворенного в жидкости кислорода клетками микроорганизмов.

Для жидкой фазы уравнение массоотдачи запишется в виде

$$dM = \beta_{ж}(x_p - x)Fd\tau,$$

где M – концентрация кислорода, кг; $\beta_{ж}$ – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/ч; x_p – равновесные концентрации кислорода, кг/м³; x – рабочая концентрация кислорода в жидкой фазе, кг/м³; F – площадь поверхности массоотдачи, м²; τ – продолжительность процесса, ч.

Аппаратура для ферментации.

Процессу глубинной ферментации в ферментаторах предшествуют следующие стадии, проводимые в лабораторных условиях: приготовление посевного материала; приготовление и стерилизация питательных сред; выращивание посевного материала в инокуляторах. Количество посевного материала зависит от объемов ферментаторов, установленных в цехе. Обычно количество посевного материала составляет 5... 10% объема питательной среды. Перед загрузкой питательной среды и посевного материала

ферментатор и все коммуникации стерилизуют. С целью уменьшения пенообразования в ферментатор загружают поверхностно-активные вещества (ПАВ). Ферментацию проводят в асептических условиях в течение 18...24 ч. Во время процесса контролируют температуру и рН культуральной жидкости. После окончания ферментации ферментатор опорожняют. Полученный продукт отделяется от жидкости на фильтрах или сепараторах и поступает на дальнейшую обработку [1]. При проведении ферментации основным специфическим аппаратом является ферментатор.

Для организации ферментативных реакции используют ферменторы (рис 3): чаны реакторы с мешалками; барботажные колонны и петлевые ферменторы.

Работа ферментора состоит в создании тесного контакта субстрата и фермента путем перемешивания, а также в удалении теплоты ферментации. При аэробной ферментации он обеспечивает поступление воздуха к реагирующим молекулам, для снабжения аэрационным устройством (барботером). Рабочая камера ферментора должна быть стерильной, конструкция должна предупреждать попадание в него нежелательных микроорганизмов и фагов (вирусов и других микроорганизмов, уничтожающих ферменты). Образование завихрений и больших градиентов скоростей нежелательно.

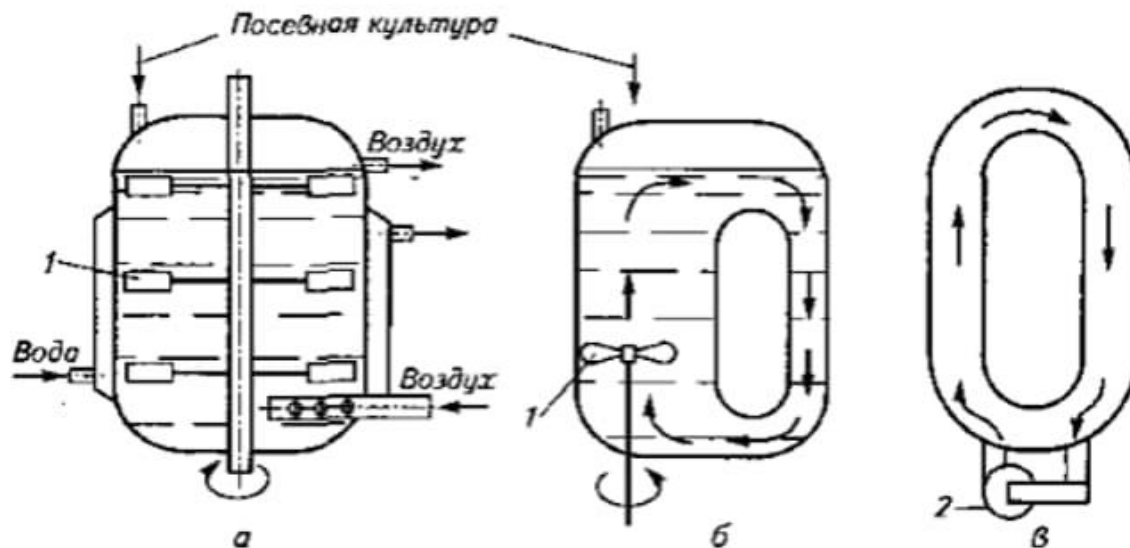


Рисунок 3. Схемы ферменторов.

а – чан с мешалкой и барботажем воздуха; б – чан с пропеллерной мешалкой; в – чан с циркуляцией; 1 – мешалка; 2 – циркуляционный насос.

4. Иллюстративный материал: Виртуальные стенды. Плакаты с изображениями основных аппаратов

5. Литература:

Основная:

- 1) Промышленная технология лекарств, Том 1. Под ред. Чушова В.И. – Х.: МТК-Книга, Издательства НФАУ, 2002 – 560 с.
- 2) Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд. - М.: Химия, 1973

OŃTÚSTIK QAZAQSTAN MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казахстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин	76/11
Лекционный комплекс	95 беттің 1 беті

- 3) Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: КолосС, 2008. – 760 с.
- 4) Ақбердиев Ә.С. Тамақ өндірісінің процестері және аппараттары, Алматы; 1998 ж.
- 5) Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии. - М.: Колос, 2000.

Дополнительная:

- 1) Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. - Л.: Химия,.
- 2) Фармацевтическая технология. Под ред. И.И. Краснюка и Г.В. Михайловой– Москва, Академия – 2006 г.
- 3) Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов.-М.: Агропромиздат, 1985.-335 с.

6. Контрольные вопросы (обратная связь)

- 1) Дайте определение биохимическим процессам.
- 2) Опишите кривую роста культуры микроорганизмов.
- 3) По какому закону возрастает концентрация биомассы?
- 4) Опишите принцип работы ферментора.
- 5) Опишите предварительные работы для проведения ферментации.

ОҢТҮСТІК ҚАЗАҚСТАН MEDISINA AKADEMIASY «Оңтүстік Қазақстан медицина академиясы» АҚ	 SKMA -1979-	SOUTH KAZAKHSTAN MEDICAL ACADEMY АО «Южно-Казакстанская медицинская академия»
Кафедра Инженерных дисциплин Лекционный комплекс		76/11 95 беттің 1 беті

Протокол № ____ « ____ » _____ 2024 г.

Зав.кафедрой, к.т.н. доцент

Орымбетова Г.Э.