

КУРС ЛЕКЦИЙ

ПО ДИСЦИПЛИНЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ И МОДЕЛИРОВАНИЕ ХИМИКО- ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Разработали: ст.преп. Салабаева З.А.
проф. Жорокулов Д.А.
преп. Сарыбаева М.

Аннотация

При подготовке специалистов широкого профиля для химической промышленности в настоящее время значительно возрастает роль общеинженерного курса «Процессы и аппараты химической технологии и моделирование химико-технологических процессов». Наука о процессах и аппаратах составляет теоретическую основу современной химической технологии и позволяет решать многочисленные и разнообразные проблемы, связанные с проектированием, строительством и эксплуатацией химических заводов. При изучении курса процессов и аппаратов весьма существенным является приобретение навыков в решении практических инженерных задач.

В качестве учебного пособия составлены лекции по курсу процессы и аппараты химической технологии и моделирование химико-технологических процессов для студентов дневных и заочных отделений.

В лекции вошли разделы теплопередачи в химической аппаратуре выпаривание и кристаллизация, сушка, ректификация и абсорбция, адсорбция, экстрагирование, умеренное и глубокое охлаждение. Лекции составлены с таким учетом, чтобы они могли служить пособием также и при курсовой работе и проекте.

Введение

Цель преподавания дисциплины

Дисциплина «Процессы и аппараты химической технологии и моделирование химико-технологических процессов» составляет основу общеинженерной подготовки инженеров-химиков по специальности – химическая технология, в процессе изучения которой студенты знакомятся с теоретическими основами типовых процессов химической технологии, их аппаратным оформлением и методами расчета типового оборудования.

Целью преподавания дисциплины является формирование на базе усвоенной системы знаний у студентов инженерного мышления и подготовка их к изучению специальных дисциплин.

Задачи изложения и изучения дисциплины

В задачи изучения дисциплины входит:

- ознакомление с методами физического и математического моделирования;
- ознакомление с основами теории явлений переноса количества движения, массы и энергии;
- обучение студентов методам анализа и расчета основных процессов химической технологии, методам определения их оптимальных параметров;
- ознакомление с принципом действия и устройством типовых аппаратов, тенденциями их совершенствования;
- формирование знаний и умений по расчету и проектированию химической аппаратуры.

В результате изучения дисциплины студент должен знать:

- физическую сущность, механизм и макрокинетику основных процессов;
- принципы математического описания явлений переноса, роль этого описания в анализе и расчете основных процессов;
- основы физического моделирования процессов;
- общие закономерности и расчетные зависимости, необходимые для расчета типовых процессов и аппаратов;
- устройство типовой аппаратуры, методы определения ее оптимальных размеров;
- способы интенсификации процессов химической технологии.

В результате изучения дисциплины студент должен уметь:

- осуществлять выбор типового оборудования для проведения процессов в заданных условиях
- рассчитать и спроектировать установку для проведения заданного процесса;

- сформулировать проблемы, возникающие при аппаратурном оформлении процесса.

Лекция №1

Тема: Тепловые процессы.

План: 1. Общие сведения.

2. Тепловой баланс.

3. Уравнение передачи тепла.

4. Передача тепла через стенку.

Вопрос 1. Общие сведения

При тепловых процессах тепло передается от одного вещества другому. Для самопроизвольного переноса тепла одного из этих веществ должно быть более нагрето, чем другое. Вещества, участвующие в процессе перехода тепла (теплообмене), называются теплоносителями. Вещество с более высокой температурой, которое в процессе теплообмена отдает тепло, называют *горячим теплоносителем*, а вещество с более низкой температурой воспринимающее тепло, - *холодным теплоносителем*.

Существуют два основных способа проведения тепловых процессов: путем непосредственного соприкосновения теплоносителей и передачей тепла через стенку, разделяющую теплоносители.

При *передаче тепла непосредственным соприкосновением* теплоносители обычно смешиваются друг с другом, что не всегда допустимо; поэтому данный способ применяется сравнительно редко, хотя он значительно проще в аппаратурном оформлении.

При *передаче тепла через стенку* теплоносители не смешиваются и каждый из них движется по отдельному каналу; поверхность стенки, разделяющей теплоносители, используются для передачи тепла и называется *поверхностью теплообмена*.

Различают установившийся и неуставившийся процессы теплопередачи. При установившемся (стационарном) процессе температуры в каждой точке аппарата не изменяются во времени, тогда как при неуставившемся (нестационарном) процессе температуры изменяются во времени. Установившиеся процессы соответствуют непрерывной работе аппаратов с постоянным режимом; неуставившиеся процессы протекают в аппаратах периодического действия, а также при пуске и остановке аппаратов непрерывного действия и изменении режима их работы.

Передача тепла от одного тела к другому может происходить посредством теплопроводности, конвекции, и лучеиспускания.

1. Передача тепла *теплопроводностью* осуществляется путем переноса тепла при непосредственном соприкосновении отдельных частиц тела. При этом энергия

передается от одной частицы к другой в результате колебательного движения частиц, без их перемещения друг относительно друга.

2. Передача тепла *конвекцией* происходит только в жидкостях и газах путем перемещения их частиц. Конвекция всегда сопровождается передачей тепла посредством теплопроводности.

3. Переда тепла *лучеиспусканием* происходит путем переноса энергии в виде электромагнитных волн.

В этом случае тепловая энергия превращается в лучистую энергию (излучение), которая проходит через пространство и затем снова превращается в тепловую при поглощении энергии другим телом (поглощение).

Итак, при передачи тепла через стенку перенос тепла от горячего теплоносителя к стенке и от стенки к холодному теплоносителю осуществляется конвекцией, и через стенку путем теплопроводности.

Потери тепла с нагретой поверхности в окружающую среду происходит путем конвекции и лучеиспускания. [1,2,3]

Вопрос 2. Тепловой баланс.

Уравнение теплового баланса

Количество тепла, передаваемого в единицу времени от одного тела к другому называется *тепловым потоком*, и выражается в дж/сек или Вт, т.е. единица мощности. Значения теплового потока, выраженные в ккал/ч, для перевода и Вт надо умножить на коэффициент 1,16.

При теплообмене между теплоносителями происходит уменьшение энтальпии (теплосодержание) горячего теплоносителя и увеличение энтальпии холодного теплоносителя. Пусть количество горячего теплоносителя, его начальная и конечная энтальпия равны соответственно G кг/сек, I_1 и I_2 дж/кг, а количество холодного теплоносителя и его начальная и конечная энтальпия g кг/сек, i_1 и i_2 дж/кг.

Примем также, что количество тепла, передаваемого от горячего теплоносителя к холодному, составляет Q Вт (эта величина называется *тепловой нагрузкой аппарата*), а потери тепла в окружающую среду равна Q_n Вт (рис. 1)

Тогда уравнение теплового баланса запишется в виде:

$$GI_1 + gi_1 = GI_2 + gi_2 + Q_n$$

Производя перегруппировку, получим:

$$G(I_1 - I_2) = g(i_2 - i_1) + Q_n \quad (n - \text{потери тепла})$$

Величина

$Q_{\text{гор}} = G(I_1 - I_2)$ представляет собой количество тепла, отданного горячим теплоносителем, а величина $Q_{\text{хол}} = g(i_2 - i_1)$, количество тепла сообщенное холодному теплоносителю.

Таким образом

$$Q_{\text{гор}} = Q_{\text{хол}} + Q_n$$

Т.е. тепло, отданное горячим теплоносителем частично передается холодному теплоносителю и частично расходуется на компенсацию потерь в окружающую среду.

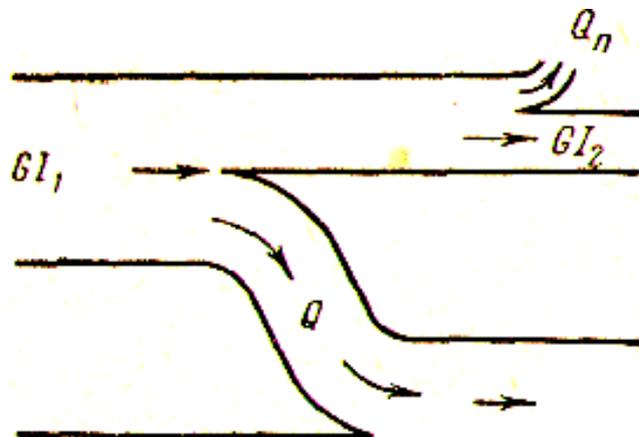


Рис.1. Схема теплового баланса.

В теплообменных аппаратах потери тепла обычно невелики (не более 2-3%) и ими можно пренебречь. Тогда уравнение теплового баланса примет вид

$$Q = Q_{гор} + Q_{хол.}$$

или

$$Q = G(I_1 - I_2) = g(i_2 - i_1)$$

Вопрос 2. Уравнения передачи тепла.

Для протекания процесса передачи тепла необходимо наличие некоторой разности температур между горячим и холодным теплоносителями, которая является движущей силой процесса теплопередачи и называется температурным напором. Если T - температура горячего теплоносителя, а t - температура холодного теплоносителя, то температурный напор:

$$\Delta t = T - t$$

Чем больше температурный напор, тем выше скорость передачи тепла, причем количество тепла, передаваемого от горячего теплоносителя к холодному (т.е. тепловая нагрузка аппарата), пропорционально поверхности теплообмена F , температурному напору Δt и времени τ :

$$Q = kF\Delta t \tau \text{ - уравнение теплопередачи.}$$

Здесь k - коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом теплопередачи и представляет собой количество тепла, передаваемое через единицу поверхности в единицу времени при температурном напоре, равном единице. Чем больше температурный напор, тем выше скорость передачи тепла.

[1,2,3]

Уравнение передачи тепла конвекцией

При передаче тепла конвекцией у поверхности стенки, вдоль которой движется теплоноситель и через которую проходит тепло, образуется ламинарный пограничный слой. Через этот слой тепло передается путем теплопроводности, в то время как за пределами слоя, в основной массе теплоносителя, температура в каждом поперечном сечении почти постоянна (мало изменяется по мере удаления от стенки). Выравнивание температуры в основной массе происходит в результате перемешивания теплоносителя при движении отдельных частиц. С повышением турбулентности потока перемешивание усиливается, что приводит к уменьшению толщины пограничного слоя и увеличению количества передаваемого тепла.

Если разность температур между основной массой теплоносителя и поверхностью стенки составляет $\theta_{\text{част.}}$, то количество передаваемого тепла, согласно закону Ньютона, пропорционально поверхности стенки F , частному температурному напору $\theta_{\text{част}}$ и времени τ :

$$Q = \alpha F \theta_{\text{част}} \tau$$

Это уравнение аналогично уравнению теплопередачи. Величина α , входящая в уравнение называется коэффициентом теплоотдачи, он имеет такую же размерность, как и коэффициент теплопередачи ($\text{Вт}/\text{м}^2 \text{град}$).

Вопрос 3. Передача тепла через стенку.

Плоская стенка

Рассмотрим сложный процесс передачи тепла через плоскую стенку от горячего теплоносителя к холодному. Характер изменения температур показано на рисунке 2. В слое горячего теплоносителя тем-ра изменяется от T до $t_{\text{ст}1}$ по толщине стенки от $t_{\text{ст}1}$ до $t_{\text{ст}2}$ и в слое холодного теплоносителя от $t_{\text{ст}2}$ до t . Напишем ур-е передачи тепла конвекцией и горячего теплоносителя к стенке, путем теплопроводности через стенку и конвекцией от стенки к холодному теплоносителю:

$$Q_1 = \alpha_1 F (T - t_{\text{ст}1})$$

$$Q_{\text{ст}} = \alpha / \delta F (t_{\text{ст}1} - t_{\text{ст}2})$$

$$Q_2 = \alpha_2 F (t_{\text{ст}2} - t)$$

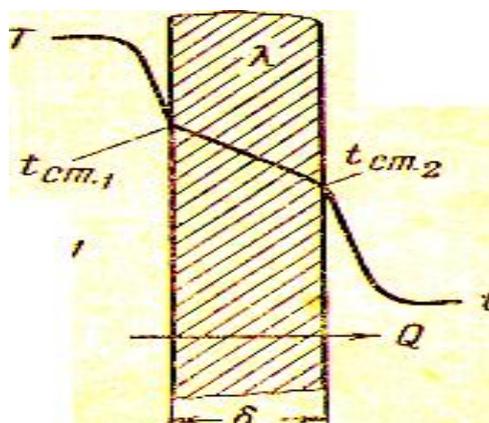


Рис. 2. Передача тепла через плоскую стенку

Где $\alpha_1\alpha_2$ – коэффициенты теплоотдачи от горячего теплоносителя к стенке и от стенки к холодному теплоносителю. Поверхность теплообмена F равна поверхности стенки и при плоской стенке является постоянной величиной.

При установившемся процессе количества тепла, передаваемого от горячего теплоносителя к стенке (Q_1), через стенку ($Q_{ст.}$) и от стенки к холодному теплоносителю (Q_2), должны быть равны между собой, т.е. [2,3]

$$Q_1=Q_{ст.}=Q_2=Q.$$

Контрольные вопросы:

1. Какие вещества называются теплоносителями?
2. Что такое удельная теплоемкость?
3. Чему равна тепло, отдаваемое при охлаждении перегретого пара?
4. Напишите уравнения теплопередачи и теплопроводности?
5. Что представляет собой коэффициент теплопередачи?

6. **Пример.** Определить коэффициент теплопередачи от газа, движущегося по стальному трубопроводу, к окружающему воздуху. Наружный диаметр трубопровода равна 100 мм, толщина стенки равна 10мм, теплопроводность равна 45 Вт/м*град. Трубопровод футерован изнутри шамотным кирпичом; толщина футеровки равна 65 мм, теплопроводность 0,81 Вт/м*град. Коэффициент теплоотдачи от газа к стенке равна 11,6 Вт/м*град, коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности стенки к воздуху равна 15,5 Вт/м*град.

Лекция №2

Тема: Основные виды движения теплоносителей

План: 1. Средний температурный напор

2. Конвекция

3. Лучеиспускание

4. Потери тепла в окружающую среду.

Вопрос 1. При непрерывном процессе теплоносители всегда находятся во взаимном движении. Основными видами движения теплоносителей является **прямоток** и **противоток**.

При прямотоке оба теплоносителя движутся вдоль поверхности теплообмена в одном и том же направлении, характер изменение их температур показан на рис.-

3

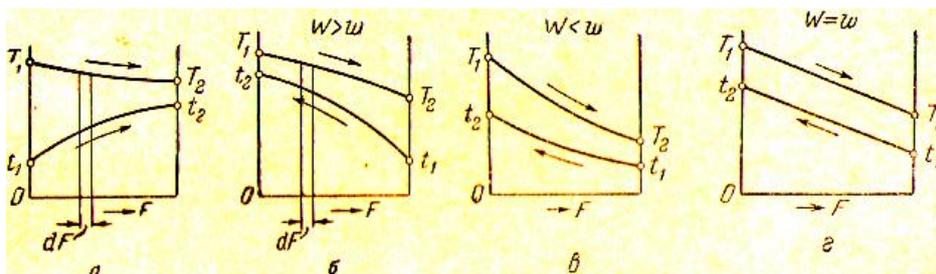


Рис.3. Характер изменения температур теплоносителей

а) прямоток б) противоток $W > \omega$ в) противоток $W < \omega$ г) противоток при $W = \omega$

При противотоке теплоносители движутся в противоположных направлениях; характер изменения температур вдоль поверхности теплообмена зависит от соотношения между водяными эквивалентами теплоносителей (рис 3 б,в,г)

Напишем уравнение теплопередачи для элемента поверхности dF , через который передается количество тепла:

$$dQ = k \theta dF$$

Пусть на участке dF изменения температур горячего и холодного теплоносителей составляют dT и dt ; тогда уравнения теплового баланса для участка dF будут:

$$dQ = - W dT$$

$$dQ = \pm \omega dt$$

где W и ω –водяные эквиваленты горячего и холодного теплоносителя.

Из рисунка 3 видно, что при прямотоке конечная температура холодного теплоносителя (t_2) всегда ниже конечной температуры горячего теплоносителя (T_2). Как видно из приведенного сравнения, противоток выгоднее прямотока. Таким образом, расход охлаждающего или нагревающего агента при противотоке может быть ниже, чем при прямотоке. Однако в двух случаях противоток и прямоток практически равноценны.

- 1) Средний температурный напор значительно (более чем в 5 раз) превышает температурные перепады теплоносителей;
- 2) Водяные эквиваленты обоих теплоносителей сильно отличаются друг от друга, т.е. температурный перепад одного из теплоносителей мал по сравнению с температурным перепадам второго теплоносителя.

Если водяной эквивалент одного из теплоносителей равен бесконечности (температура этого теплоносителя не изменяется), то между противотоком и прямотоком разницы нет. [1,2,3]

Вопрос 2. Конвекция

Коэффициент теплопередачи при передаче тепла конвекцией определяется, с одной стороны, сопротивлением ламинарного пограничного слоя, а с другой стороны- сопротивлением при теплообмене между основной массой теплоносителя и пограничным слоем.

Основными факторами, определяющими величину коэффициента теплоотдачи, является следующие:

- 1) Характер движения теплоносителя и его скорость. С увеличением скорости теплоносителя толщина ламинарного пограничного слоя уменьшается, вследствие

чего его тепловое сопротивление понижается, а коэффициент теплоотдачи возрастает.

2) Физические свойства теплоносителя (вязкость, теплопроводность, плотность, удельная теплоёмкость). Как правило, коэффициент теплоотдачи увеличивается с понижением вязкости и повышением теплопроводности, плотности и удельной теплоемкости. Так как физические свойства изменяются с температурой, то коэффициент теплоотдачи зависит от температуры теплоносителя.

3) Размеры и форма поверхности теплообмена

Таким образом, величина коэффициента теплоотдачи определяется гидродинамическими, физическими и геометрическими факторами.

Зависимость коэффициента теплоотдачи от этих факторов весьма сложна и, как правило, не может быть установлена теоретическим путем. Поэтому для определения коэффициентов теплоотдачи прибегают к экспериментам, а опытные данные обрабатывают при помощи теории подобия, в результате чего получают критериальные уравнения, выражающие зависимость между критериями подобия.

Теории подобия к передаче тепла конвекцией показано в таблице, и что этот процесс определяется рядом критериев.

Критерии подобия при передаче тепла конвекцией

Таблица 1.

| Критерий | Формула | Физический смысл критерия |
|------------|---|--|
| Нуссельта | $Nu = \alpha l / \lambda$ | Характеризует процесс теплообмена между теплоносителем и стенкой |
| Рейнольдса | $Re = Wl / \mu$ | Характеризует гидродинамический режим движения теплоносителя |
| Прандтля | $Pr = \mu c / \lambda$ | Характеризует физические свойства теплоносителя |
| Грасгофа | $Gr = \nu^3 g \rho \beta \theta_{\text{част.}} / \mu^2$ | Характеризует режим движения теплоносителя при свободной конвекции |

Все критерии подобия являются безразмерными и при вычислениях входящие в них величины можно брать в любой, но обязательно в одинаковой системе единиц. При практических расчетах будем пользоваться системой СИ, тогда величины входящие в критерии, приведенные в таблице 1, будут иметь следующие размерности:

α – коэффициент теплоотдачи, $вт/м^2 \cdot град$

λ – теплопроводность теплоносителя, $вт/м \cdot град$

μ – вязкость теплоносителя, $н \cdot сек/м^2$

c – удельная теплоемкость теплоносителя, $дж/кг \cdot град$

ρ – плотность теплоносителя, $кг/м^3$

β – коэффициент объемного расширения теплоносителя, $1/град$

l – определяющий геометрический размер, $м$

W – массовая скорость теплоносителя, $кг/м^2 \cdot сек$

g – ускорение силы тяжести, $м/сек^2$ ($g = 9,81$, $м/сек^2$)

$\theta_{част.}$ - частный температурный напор, *град*

При расчете физические константы теплоносителей берутся при *определяющей температуре*, за которую принимается средняя температура теплоносителя t_T или температура пленки (пограничного слоя) $t_{пл.}$ равная среднеарифметическому температур стенки $t_{ст.}$ и теплоносителя:

$$t_{пл.} = t_T + t_{ст.} / 2$$

Вопрос 3. Лучеиспускание

Лучеиспускание свойственно всем телам, при этом излучение энергии происходит непрерывно в результате сложных внутри атомных возмущений, интенсивность которых определяется температурой тела. Лучистая энергия представляет собой энергию электромагнитных колебаний с различными длинами волн.

При попадании лучистой энергии на какое-либо тело поглощается лишь часть этой энергии; другая её часть отражается, а некоторая часть проходит сквозь тело. Тела, поглощающие всю падающую на них лучистую энергию, называется абсолютно черным. Тела, полностью отражающие падающую на них лучистую энергию, называется абсолютно белыми, а тела пропускающие всю падающую на них энергию- абсолютно прозрачными. Абсолютно черных, прозрачных тел не существует в природе. Практически прозрачными телами является одно и двух атомные газы.(воздух, азот, кислород, водород, и др). Твердые тела и жидкости для теловых лучей непрозрачные. Согласно закону Стефана-Больцмана количества тепла Q излучаемого в единицу времени, пропорционально поверхности излучающего тела F и четвертой степени его абсолютной температуры T .

$$Q = CF \left(\frac{T}{100} \right)^4$$

Где s -коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом лучеиспускания. Если Q выражено в Вт, а F в $м^2$, то размерность коэффициента лучеиспускания равно следующему:

$$[C] = \left[\frac{Q}{FT^4} \right] = \left[\frac{вт}{м^2 \cdot К^4} \right]$$

Наибольшее значение коэффициент лучеиспускания имеет для абсолютно черного тела:

$$C_S = 5,68 \text{ вт}/м^2 \cdot К^4$$

Для других тел коэффициент лучеиспускания можно выразить через коэффициент лучеиспускания абсолютно черного тела:

$$C = sC_S = 5,68 \text{ вт}/м^2 \cdot К^4$$

Где величина s , называемая *степенью черноты* тела, представляет собой отношение коэффициента лучеиспускания данного тела к коэффициенту лучеиспускания абсолютно черного тела.

Вопрос 4. Потери тепла в окружающую среду

Отдачи тепла от поверхности аппарата в окружающую среду происходит путем конвекции и лучеиспускания; поэтому при расчете потерь тепла в окружающую среду следует пользоваться уравнением

$$Q = (\alpha_k + \alpha_l) F (t_{ст} - t) = \alpha F (t_{ст} - t)$$

Определяя общий коэффициент теплоотдачи α по формуле

$$\alpha = \alpha_k + \alpha_l$$

Для уменьшения потерь тепла в окружающую среду аппарата покрывают слоем тепловой изоляции, т.е. слоем материала с низкой теплопроводностью (теплоизоляционный материал). При нанесении тепловой изоляции увеличивается тепловое сопротивление стенки и уменьшается температура ее наружной поверхности. Этим достигается снижение потерь тепла и улучшаются условия труда обслуживающего персонала.

Тепловой изоляцией покрывают наружные поверхности аппаратов. Для предохранения стенки аппарата от воздействия очень высоких температур изоляцию наносят с внутренней стороны стенки.

Увеличение толщины изоляции ведет к возрастанию ее наружной поверхности. Поэтому с увеличением толщины изоляции потери тепла уменьшаются лишь до известного предела. При выборе толщины изоляции следует исходить из допустимых потерь тепла или допустимой температуры стенки с учетом стоимости самой изоляции. [2,3]

Контрольные вопросы.

1. как определяется средний температурный напор?
2. напишите уравнение теплопередачи?
3. перечислите основные факторы, определяющие величину коэффициента теплоотдачи?
4. какое тело называется абсолютно черным?
5. как можно выразить коэффициент лучеиспускание
6. какой формулой выражается коэффициент теплоотдачи при лучеиспускании?
7. Какой формулой определяется потери тепла в окружающую среду?

8.Пример: Определить количество тепла, отдаваемое топочными газами стенкам труб из хромоникелевой стали. Наружный диаметр труб равна 57 мм, трубы расположены в шахматном порядке с шагом равна 150 мм, расстоянием между рядами равна 130 мм. Средняя температура газов 700⁰С, средняя температура

стенок труб 500°C , коэффициент теплоотдачи конвекцией $17,4 \text{ Вт/м}^2\cdot\text{град}$. Состав топочных газов диоксида углерода 10%, воды 5%. Абсолютное давление 1 атм.

Лекция №3

Тема : Нагревание и охлаждение.

План: 1. Общие сведения

2. Способы нагревание и охлаждения.

3. Устройство теплообменных аппаратов.

4. Сравнение и выбор теплообменных аппаратов

Вопрос 1. Общие сведения. В этой главе будем рассматривать теплообменные аппараты (теплообменники), применяемые для осуществления теплообмена между двумя теплоносителями с целью нагревания или охлаждения одного из них. В зависимости от целевого назначения теплообменные аппараты называются *подогревателями* или *холодильниками*. Если процесс проводится для сообщения тепла холодному теплоносителю, то участвующий в теплообмене горячий теплоноситель будем называть *нагревающим агентом*. Если же процесс состоит в отводе тепла от горячего теплоносителя, то холодный теплоноситель, которому сообщается отводимое тепло, будем называть *охлаждающим агентом*.

В ряде случаев целевое назначение имеют оба процесса – нагревание холодного теплоносителя и охлаждение горячего. Тогда теплообменные аппараты называют собственно *теплообменниками*.

Часто в теплообменных аппаратах в процессе теплообменных аппаратах в процессе теплообмена происходит изменение агрегатного состояния одного из теплоносителей: конденсация горячего или испарения

холодного теплоносителей. Аппараты, применяемые при конденсации горячего теплоносителя, почти не отличаются от других теплообменных аппаратов, если конденсация горячего теплоносителя является целевым процессом, то эти аппараты называются конденсаторами.

Вопрос 2. Способы нагревания и охлаждения

1. Нагревание водяным паром

Водяной пар является наиболее распространенным горячим теплоносителем для нагревания до $t_{\text{пр}} 150\text{-}170^{\circ}\text{C}$.

Преимущества водяного пара как нагревающего агента:

- 1) высокой коэффициент теплопередачи;
- 2) большое количество тепла, выделяемое при конденсации единицей количества тепла;
- 3) возможность транспортировки по трубопроводам на значительные расстояния;

- 4) равномерность обогрева, т.к. конденсация пара происходит при постоянной температуре;
- 5) легкое регулирование обогрева.

Нагревание водяным паром производится двумя путями: 1) острым паром и 2) глухим паром

1) Острым паром непригодны, т.к. ввод пара в жидкость производится трубкой т.е. барботированием. При использовании барботера одновременно происходит перемешивание жидкости. В тех случаях когда разбавление жидкости или ее смешение с водой недопустимо.

2) При обогреве глухим паром обогреваемая жидкость не соприкасается с паром, а отделена от него стенкой, через которую и передается тепло. Такой способ обогрева является наиболее распространенным. При обогреве глухим паром необходимо, чтобы он полностью сконденсировался в аппарате.

Наибольшее распространение имеют конденсационные горшки (рисунок 4.) В корпусе 1 находится поплавок 2, представляющий собой открытый стакан, в днище которого укреплен шток 4, заканчивающийся сверху клапаном 5. К крышке горшка приклеплена труба 3, всегда погруженная в конденсат. При заполнении корпуса горшка конденсатом поплавок всплывает и клапан 5 закрывает выходное отверстие 6 для конденсата. При дальнейшем поступлении конденсат начинает переливаться внутрь поплавка.

Когда в поплавке наберется достаточное количество конденсата, он опускается, клапан 5 открывает выходное отверстие и конденсат выдавливается из поплавка давлением пара через трубу 3 и отверстие 6. После удаления из поплавка большей части конденсата поплавок снова всплывает, клапан 5 закрывает выходное отверстие и начинается следующий цикл работы горшка. [3,4]

При установке конденсационных горшков обычно делается обводная линия, чтобы теплообменник мог работать при ремонте (отключении) горшка.

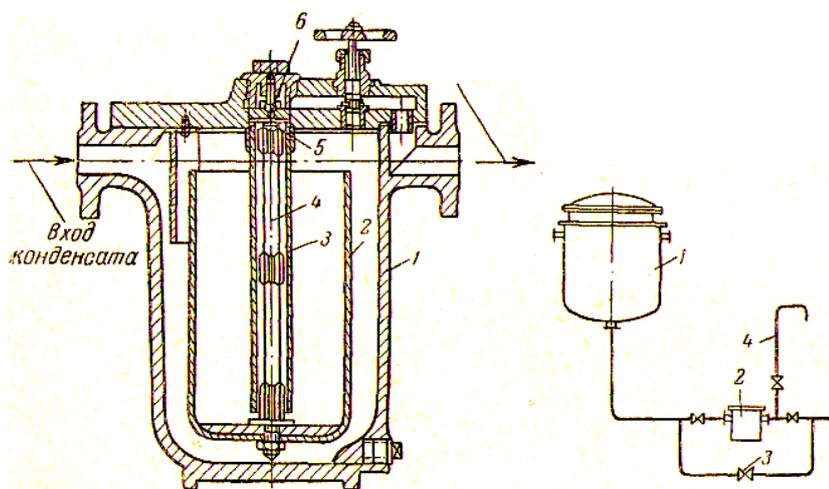


Рис.4. Конденсационный горшок с открытым поплавком: 1-корпус; 2-поплавок; 3-труба; 4- шток; 5-клапан; 6- отверстие для выхода конденсата.

Нагревание горячими газами.

Горячие топочные газы, образующие при сжигании топлива, применяют для нагревания до высоких $t-p$ (от 400 до 700-1000 $^{\circ}C$).

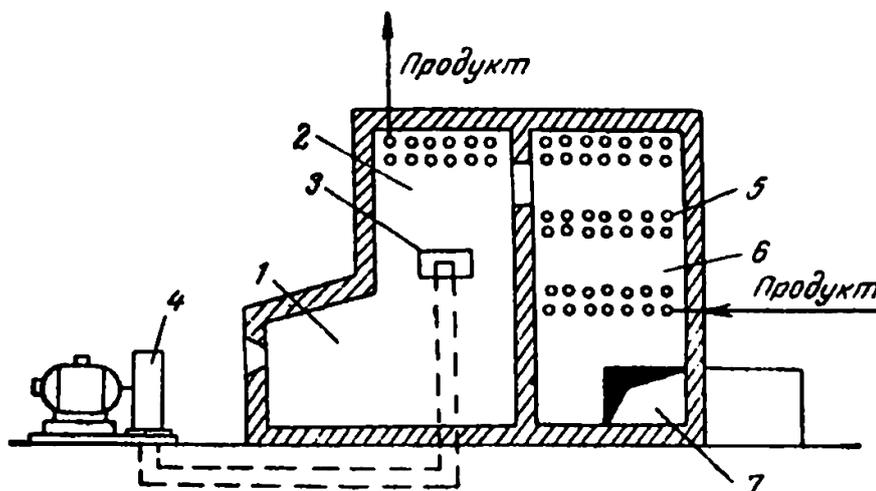


Рис. 4 а. Трубчатая печь: 1 – топка; 2 – топочная камера; 3 – окно; 4 – вентилятор; 5 – змеевик; 6 – шахта; 7 – боров

Непосредственное нагревание топочными газами осуществляется в трубчатых печах, а также в печах для реакционных котлов или автоклавов.

Топочные газы образуются в топке 1, куда вводится твердое, жидкое или газообразное топливо и необходимый для горения воздух. С целью понижения температуры газов в топочном пространстве в топочную камеру 2 через окно 3 вентилятором 4 нагнетается воздух. Топочные газы омывают змеевик 5, расположенный в шахте 6, а затем удаляются через боров 7.

Недостатками этого способа обогрева является:

- 1) низкий коэффициент теплоотдачи
- 2) малая объемная удельная теплоемкость газов;
- 3) неравномерный обогрев, т.к. отдача тепла газами связана с их охлаждением;
- 4) трудность регулирования обогрева
- 5) загрязнения нагреваемого вещества.

При расчете обогрева топочными газами определяют теплотворную способность топлива, расход воздуха на сжигание, количество и состав газообразных продуктов сгорания, а также температуру, развиваемую при сгорании топлива.

Вопрос 3. Устройство теплообменных аппаратов

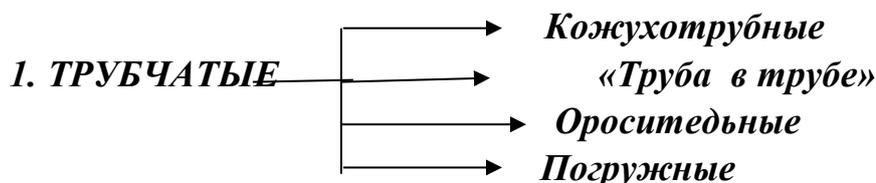
По способу передачи тепла различают следующие типы теплообменных аппаратов:

- 1) поверхностные
- 2) регенеративные;
- 3) смесительные;

В зависимости от агрегатного состояния теплоносителей различают аппараты для теплообмена.

- 1) между газами (подогреватели газов топочными газами, газовые теплообменники)
- 2) между паром и газом (паровые подогреватели для воздуха, пароперегреватели)
- 3) между газом и жидкостью (холодильники для газов);
- 4) между паром и жидкостью (паровые подогреватели, конденсаторы и др.)
- 5) между жидкостями (жидкостные холодильники , теплообменники и др.)

Типы поверхностных теплообменников



2. ПЛАСТИНЧАТЫЕ

3. СПИРАЛЬНЫЕ

4. С ПОВЕРХНОСТЬЮ, ОБРАЗОВАННОЙ СТЕНКАМИ АППАРАТА

5. С ОРЕБРЕННОЙ ПОВЕРХНОСТЬЮ ТЕПЛООБМЕНА

Кожухотрубные теплообменники являются одним из наиболее распространенных. Кожухотрубные теплообменники состоят из пучка труб, концы которых закреплены в специальных трубных решетках путем развальцовки, сварки, пайки, а иногда на сальниках. Пучок труб расположен внутри общего кожуха, причем один из теплоносителей (I) движется по трубам, а другой (II) – в пространстве между кожухом и трубами (межтрубное пространство). На рис. 5, а показан *одноходовой теплообменник*, в котором теплоноситель движется параллельно по всем трубам. *Многоходовые теплообменники* рис. -5,б-работают при смешанном токе теплоносителей. Применяют для повышения скорости их движения в трубах.

На рис. -5,в показан *теплообменник пленочного типа* (вертикально-оросительный), в котором жидкий теплоноситель не заполняет всего сечения труб, а стекает пленкой по внутренней поверхности вертикальных труб. Жидкость направляется к стенкам труб специальными устройствами.

По конструкции различают теплообменники с *неподвижными трубными решетками*, в которых обе решетки жестко приклеплены к корпусу и трубы могут свободно удлиняться, в которых трубы могут свободно удлиняться. [4,5,6]

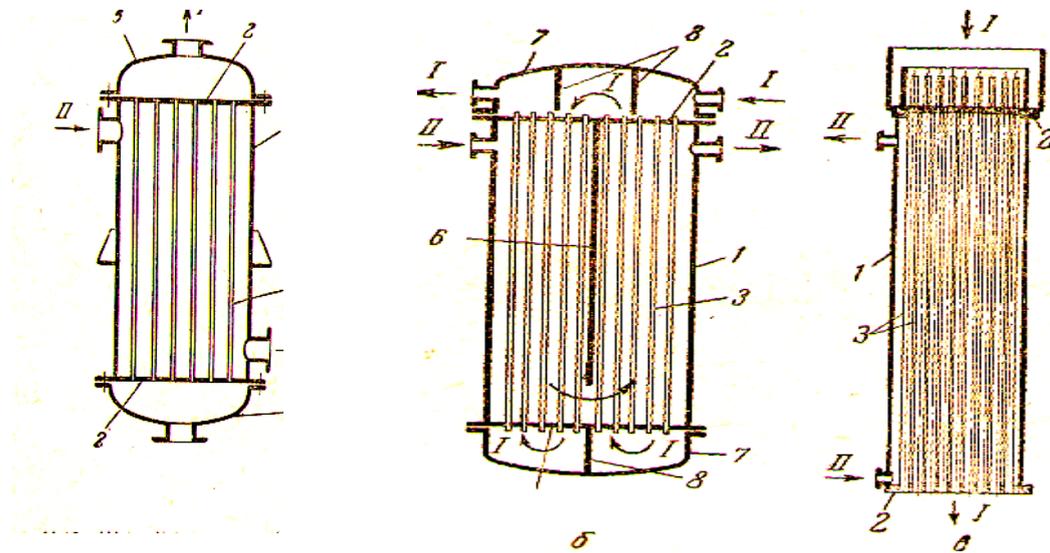


Рис.5. Кожухотрубные теплообменники с неподвижными трубными решетками. а- одноходовой; б – многоходовой; в – пленочный. 1-кожух; 2-трубная решетка; 3-трубы; 4- входная камера; 5-выходная камера; 6-продольная перегородка; 7-камера; 8- перегородки в камере.

В теплообменниках с неподвижными трубными решетками при различном тепловом удлинении труб и кожуха возникают температурные напряжения; поэтому такие теплообменники применяют при небольшой (до 50⁰С) разности температур между трубами и кожухом.

Компенсация неодинакового удлинения труб и кожуха достигается установкой линзового компенсатора (рис.5-а), устройством неподвижной трубной решетки (рис.5- б, в, г), применением U- образных труб (рис.5, д), а также закреплением труб в решетках на сальниках.

Теплообменники с неподвижной решеткой имеют одну трубную решетку, закрепленную в кожухе; вторая решетка подвижна и может перемещаться внутри аппарата. В этих теплообменниках пучок труб можно вынуть из кожуха для осмотра и чистки межтрубного пространства.

Теплообменники с U- образными трубами (рис.5,д) являются двухходовыми и имеют лишь одну трубную решетку; пучок труб может быть вынут из кожуха, но очистка труб изнутри затруднительна.

Рассмотренные теплообменники могут устанавливаться вертикально или горизонтально, за исключением теплообменников пленочного типа (рис.5в) и с плавающей головкой открытого типа (рис. 5, в), которые устанавливаются вертикально.

Для повышения скорости движения теплоносителя в межтрубном пространстве устраивают продольные и поперечные перегородки.

Продольные перегородки применяются в многоходовых теплообменниках для разделения межтрубного пространства на ходы (рис.5,б).

Поперечные перегородки используются как в одноходовых, так и в многоходовых теплообменниках. Они бывают следующих видов:

а) сегментные перегородки (рис.6,1), представляющие собой диски с вырезанными в виде сигмента отверстиями;

б) перегородки в виде чередующихся колец и дисков (рис.6,11);

в) перегородки в виде сплошных дисков, перекрывающих все сечения кожуха. В перегородках сделаны отверстия с диаметром на 1,5-2 мм больше чем наружный диаметр труб. Эти отверстия образуют кольцевые щели вокруг каждой трубы.

Увеличение скорости движения теплоносителя может быть достигнуто и в элементных (батарейных) теплообменниках, представляющих собой батарею из нескольких последовательно соединенных друг с другом теплообменников.

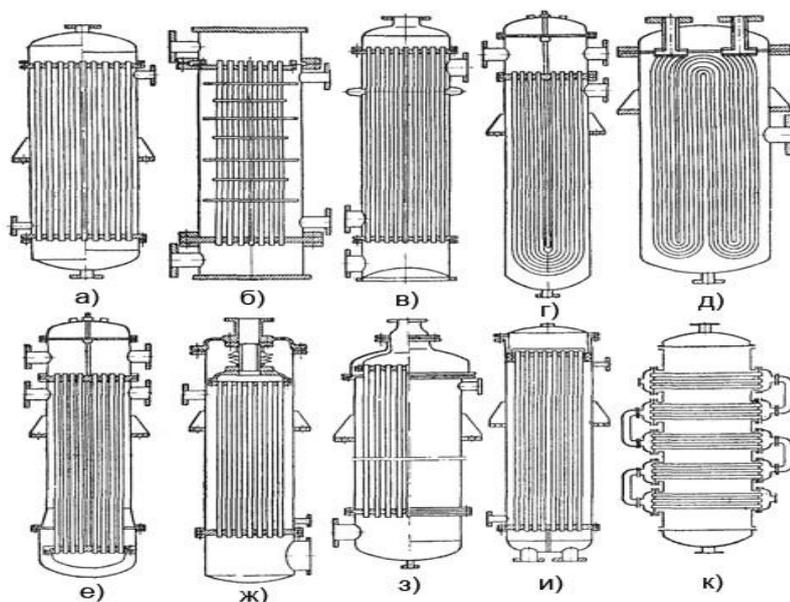
Достоинства кожухотрубных теплообменников: 1) компактность; 2) небольшой расход металла; 3) легкость очистки труб изнутри (за исключением теплообменников с U-образными трубами).

Недостатками таких теплообменников являются: 1) трудность пропускания теплоносителей с большими скоростями (этот недостаток в известной мере устраняется в многоходовых и элементных теплообменниках); 2) трудность очистки межтрубного пространства и малая доступность его осмотра и ремонта; 3) трудность изготовления из материалов, не допускающих развальцовки и сварки (чугун, ферросилид и др.) [5,6]

Виды кожухотрубчатых теплообменников

В зависимости от способа крепления труб к доске или решетке, выделяют:

- Приваренные трубы;
- Закрепленные в развальцованных нишах;
- Соединенные болтами с фланцем;
- Запаянные;
- Имеющие сальники в конструкции крепежа.



По типу конструкции кожухотрубные теплообменники бывают (см. рисунок-схему выше):

- Жесткие (буквы на рис. а, к), нежесткие (г, д, е, з, и) и наполовину жесткие (буквы на рис. б, в и ж);
- По количеству ходов – одно- или многоходовые;
- По направлению тока технической жидкости – прямого, поперечного или против направленного тока;
- По расположению доски горизонтальные, вертикальные и расположенные в наклонной плоскости.

Теплообменники «труба в трубе» Перенос энергии в виде тепла, происходящий между телами, имеющими различную температуру, называется теплообменом. Движущей силой любого процесса теплообмена является разность температур обменивающихся телом сред, при наличии которой тепло самопроизвольно, в соответствии со вторым законом термодинамики, переходит от более нагретого к менее нагретому телу.

Аппараты, в которых осуществляется непосредственно процесс теплообмена, называются теплообменниками.

Множество типов теплообменников применяется в самых различных агрегатах, таких, как паросиловые установки, технологические аппараты химических производств, отопительные системы зданий, системы кондиционирования воздуха, холодильные установки, транспортные силовые установки автомобилей, судов, самолетов. Элементы теплообменных устройств входят практически во все аппараты химических производств, связанных с процессами выпаривания, перегонной жидкости, адсорбцией, растворением, кристаллизацией, сушкой.

В зависимости от способа передачи тепла различают три основные группы теплообменных аппаратов:

1. Поверхностные (рекуперативные) теплообменники, в которых теплообмен между теплоносителями осуществляется через разделяющую их поверхность теплообмена.
2. Смесительные, в которых тепло передается от одного теплоносителя к другому при их непосредственном контакте.
3. Регенеративные, в которых нагрев теплоносителя осуществляется за счет его соприкосновения с ранее нагретыми твердыми телами - насадкой, заполняющей аппарат, периодически нагреваемой другим теплоносителем.

В теплообменниках с внутренними источниками энергии применяются не две, как обычно, а один теплоноситель, который отводит тепло, выделенное в самом аппарате. Примером таких аппаратов могут служить ядерные реакторы, электронагреватели и другие устройства.

Независимо от принципа действия теплообменные аппараты, применяющиеся в разных областях техники, как правило, имеют свои специальные названия. Эти

названия определяются технологическим назначением (холодильники, нагреватели, испарители, конденсаторы) и конструктивными особенностями теплообменных устройств (кожухотрубные теплообменники, оросительные, спиральные, блочные и т.д.)

Наиболее распространенными являются поверхностные теплообменники. Большинство теплообменников можно классифицировать, объединяя их в группы в соответствии со схемой движения теплоносителей через теплообменник. [4,5,6]

Наиболее часто реализуются четыре основные схемы. В установках с прямоточной, или параллельным движением теплоносителей два потока теплоносителей входят с одной стороны теплообменника, проходят через теплообменник в одном направлении и выходят вместе с другой стороны; в установках же с противоточным, или встречным движением теплоносителей два потока жидкости движутся в противоположных направлениях. В одноходовых перекрестно-точных теплообменниках один теплоноситель движется через теплообменник перпендикулярно направлению движения другого теплоносителя. В многоходовых перекрестно-точных теплообменниках поток единого теплоносителя многократно пересекает то в одном, то в противоположном направлении потока другого теплоносителя.

Наиболее существенной относительной характеристикой каждой из четырех основных схем движения является относительная величина поверхности теплообмена, необходимая для обеспечения данного повышения температуры при данной разности температур двух теплоносителей. Наибольшая поверхность требуется в прямоточных теплообменниках, наименьшая – в противоточных. Это связано с величиной движущей силы теплопередачи – средней разностью температур теплоносителей, при противоточном движении она максимальна, при прямоточном – минимальна.

Если в процессе теплообмена участвуют не два, а более теплоносителей, то схемы движения усложняются.

Однако, направление движения теплоносителя должно совпадать с направлением естественной конвекции, т.е. нагреваемую среду направляют снизу вверх, а отдающую тепло - сверху вниз.

Две коаксиально расположенные трубы с двумя теплоносителями, один из которых течет по внутренней трубе, а второй по кольцевому каналу между трубами, образуют простую конструкцию теплообменниками.

Аппараты такого типа могут быть соединены как последовательно, так и параллельно, обеспечивая любую необходимую тепловую мощность и эффективность нагревания или охлаждения, так что могут быть удовлетворены специальные требования путем соединения пакетов из выпускаемых промышленностью элементов. Конструкция такого типа особенно целесообразна в тех случаях, когда одна или обе жидкости находятся под высоким давлением, при

котором необходима большая толщина стенки кожуха, и обычные кожухотрубные теплообменники в этом случае становятся дорогими.

Благодаря небольшому поперечному сечению трубного и межтрубного пространства в этих теплообменниках достигаются довольно высокие скорости движения жидкостей, что позволяет получать и высокие коэффициенты теплопередачи.

К недостаткам теплообменников этого типа следует отнести громоздкость, металлоемкость, большое гидравлическое сопротивление.

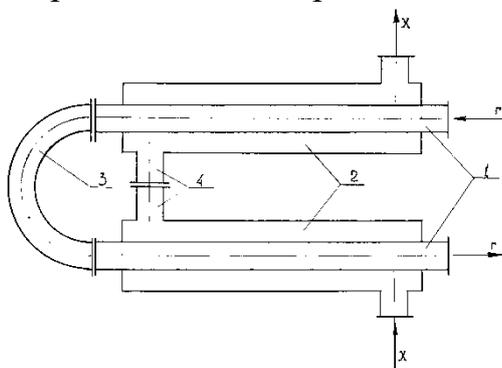


Рис. 7. Двухтрубчатый теплообменник:

1 - внутренние трубы, 2 - наружные трубы, 3 - калач, 4 - патрубок.

Внутренние трубы соединяются калачами 3, а наружные - патрубками 4.

Основной целью технологического расчета теплообменного аппарата является определение поверхности теплообмена, геометрических размеров аппарата.

Поверхность теплообмена рассчитывается из основного уравнения теплопередачи:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \quad (1)$$

где Q - тепловая нагрузка (тепло, принятое холодным теплоносителем), рассчитывается из уравнения теплового баланса, Вт,

K - коэффициент теплопередачи,

F - поверхность теплопередачи,

Δt_{cp} - температурный напор (средняя разность температур между холодным и горячим теплоносителем).

Средняя разность температур Δt_{cp} является движущей силой процесса теплопередачи. Независимо от взаимного направления движения теплоносителей (рис. 2) Δt_{cp} определяется по уравнению:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_m}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m}} \quad (2)$$

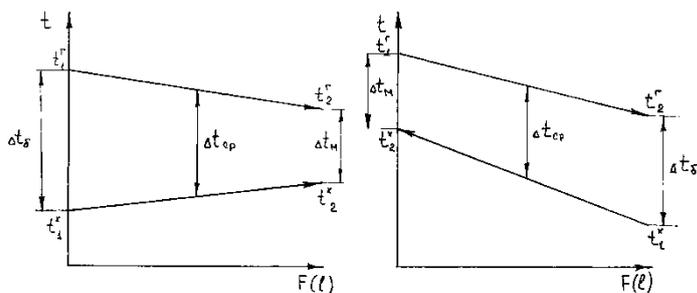


Рис. 8 Схема движения теплоносителей

При $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m} < 2$, Δt_{cp} может быть рассчитана как среднеарифметическая разность температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_m}{2} \quad (3)$$

Коэффициент теплопередачи K по физическому смыслу является термической проводимостью того пути, по которому тепло передается от горячего теплоносителя к холодному. Вдоль этого пути обычно выделяются следующие термические сопротивления:

- 1) сопротивление при переходе тепла от основной массы (потока) первого теплоносителя к поверхности трубы ($1/\alpha_1$, где α_1 - коэффициент теплоотдачи или термическая проводимость ламинарного пристенного слоя),
- 2) термическое сопротивление слоя загрязнений на стенке трубы (накипь, ржавчина) со стороны первого теплоносителя,
- 3) термическое сопротивление стенки трубы ($\frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}}$, δ_{cm} - толщина стенки, λ_{cm} - коэффициент теплопроводности материала трубы),
- 4) термическое сопротивление загрязнений на стенке со стороны второго теплоносителя,
- 5) термическое сопротивление ламинарного слоя при переходе тепла от наружной стенки трубы к основной массе второго теплоносителя ($1/\alpha_2$).

Общее сопротивление системы равно сумме отдельных сопротивлений, так как тепловой поток проходит все сопротивления последовательно. Проводимость есть величина, обратная сопротивлению:

$$K = \frac{1}{R_{общ}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \Sigma r_{загр} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (4)$$

$$\Sigma r_{загр} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}$$

где: δ_i - толщина загрязнений;

λ_i - коэффициент теплопроводности загрязнений (по обе стороны стенки).

Одной из основных задач теории теплообмена является определение коэффициентов теплоотдачи, которые рассчитываются, в основном, из критериальных соотношений. Вид зависимости между критериями находится экспериментально для каждого вида теплообмена и приведен в справочной и специальной литературе.

В общем виде коэффициент теплоотдачи α является функцией большого числа переменных, которые могут быть связаны между собой критериями подобия.

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{l}, Nu = f(Re, Gr, Pr, \dots)$$

где l - определяющий линейный размер.

Конкретный вид уравнения зависит от режима движения, физических свойств теплоносителя, условий обтекания теплопередающей поверхности.

а) при ламинарном движении теплоносителя в каналах ($Re < 2300$)

$$Nu = 0,15 \varepsilon_e \cdot Re^{0,33} \cdot Gr^{0,1} \cdot Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} \quad (5)$$

б) при турбулентном движении ($Re > 10000$)

$$Nu = 0,021 \varepsilon_e \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} \quad (6)$$

в) при переходном движении ($2300 < Re < 10000$) может быть использована графическая зависимость (рис.7.)

$$\frac{Nu}{Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}} = f(Re) \quad (7)$$

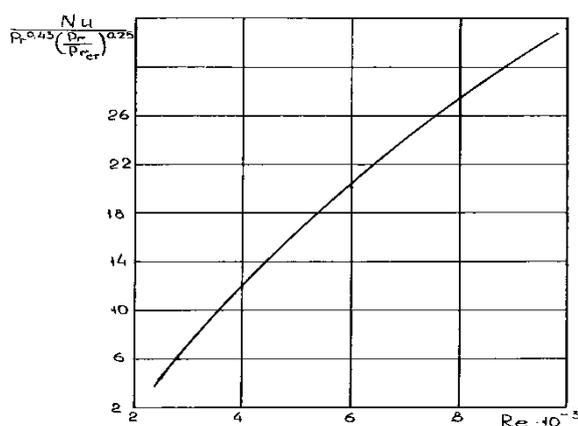


Рис.9 Зависимость $\frac{Nu}{Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cm}} \right)^{0,25}}$ от критерия Рейнольдса в переходном режиме.

В формулах (5), (6), (7):

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d_s}{\lambda} \quad \text{- Критерий Нуссельта} \quad (8)$$

$$Re = \frac{\omega \cdot d_s \cdot \rho}{\mu} \quad \text{- Критерий Рейнольдса} \quad (9)$$

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{\lambda} \quad \text{- Критерий Прандтля} \quad (10)$$

$$Gr = \frac{d_s^3 \cdot g \cdot \beta \cdot \rho^2 \cdot \Delta t}{\mu^2} \quad \text{- Критерий Грасгофа} \quad (11)$$

ε_e - коэффициент гидродинамической стабилизации потока

$$\varepsilon_e = f\left(Re, \frac{l}{d_s}\right), \text{ при } \frac{\lambda}{d_s} \geq 50 \varepsilon_e = 1$$

где: λ - коэффициент теплопроводности, Вт/(м · К);

ρ - плотность теплоносителя, кг/м³;

β - коэффициент объемного расширения теплоносителя, $1/\text{град}^2$;

μ - коэффициент динамической вязкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

ω - скорость движения теплоносителя, $\text{м}/\text{с}^2$;

Δt - разность между температурой стенки и средней температурой жидкости $^{\circ}\text{C}$;

l - длина теплообменника, м ;

d_3 - эквивалентный диаметр сечения потока, м .

Значение теплофизических констант теплоносителей λ , ρ , β , μ , входящих в критерии выбираются при средней температуре того теплоносителя, для которого рассчитывается коэффициент теплоотдачи.

Средняя температура теплоносителя, абсолютное значение температуры которой является меньшим, принимается за среднюю арифметическую между температурами входа в теплообменник и выхода из него (рис. 2). А средняя температура другого теплоносителя будет отличаться от полученной средней арифметической на среднюю разность температур

$$\Delta t^e = t_1^e - t_2^e, \quad \Delta t^x = t_2^x - t_1^x$$

Если $\Delta t^e < \Delta t^x$, то $t_{cp}^e = \frac{t_1^e + t_2^e}{2}$ и $t_{cp}^x = t_{cp}^e - \Delta t_{cp}$ (12)

Если же $\Delta t^x < \Delta t^e$, то $t_{cp}^x = \frac{t_1^x + t_2^x}{2}$, $t_{cp}^e = t_{cp}^x + \Delta t_{cp}$ (13)

При вычислении критерия Pr_{cm} ("Прандтля" стенки) значение теплофизических констант теплоносителя выбираются по температуре стенки, смываемой данным теплоносителем. Определение температур стенок теплопередающей поверхности осуществляется методом последовательного приближения из основных уравнений теплообмена (уравнений теплоотдачи и теплопередачи). При установившемся процессе теплообмена от нагретой среды к стенке, через стенку и от стенки к менее нагретой среде тепловой поток остается постоянным, т.е.

$$q = \frac{Q}{F} = K \cdot \Delta t_{cp}$$

(14)

$$K \cdot \Delta t_{cp} = \alpha_1 (t_{cp}^e - t_{cm}^e)$$

(15)

$$K \cdot \Delta t_{cp} = \alpha_2 (t_{cm}^x - t_{cp}^x)$$

(16)

$$K \cdot \Delta t_{cp} = \frac{t_{cm}^e - t_{cm}^x}{R}$$

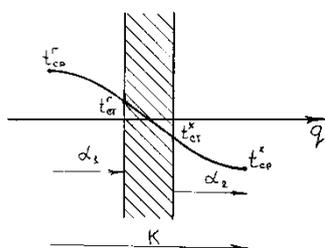
(17)

где R - термическое

$$R = \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \sum r_{загр}$$

уравнении 4)

В качестве первого приближения принимается, что



(15)

(16)

(17)

сопротивление стенки

(в

$$t_{cm}^e = t_{cm}^x = \frac{t_{cp}^x + t_{cp}^e}{2}$$

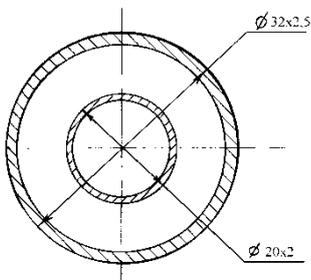
(18)

Скорость движения теплоносителя определяется из уравнения расхода:

$$V = \omega \cdot f$$

(19)

Эквивалентный диаметр потока теплоносителя рассчитывается по уравнению:



$$d_э = \frac{4f}{n}$$

где :

f - площадь поперечного сечения, м²;

n - общий смоченный периметр сечения потока, м;

ω - скорость движения теплоносителя, м/с.

(20)

Теплообменник типа "труба в трубе" состоит из шести элементов, соединенных последовательно по ходу теплоносителя как в трубном, так и в межтрубном пространствах теплообменника. Каждый элемент состоит из центральной трубы и наружной, изготовленных из нержавеющей стали.

Расход горячей воды, проходящей по центральной трубе всех элементов, и холодной, подаваемой в межтрубное (кольцевое) пространство измеряется при помощи ротаметров РС-5. При этом горячая вода может подаваться либо прямотоком, либо противотоком. Для изменения направления движения теплоносителя служат два трехходовых крана. В случае если ручки крана направлены в сторону установки – противоток, в обратном направлении – прямоток.

Для измерения температуры на входе и выходе обоих теплоносителей установлены термометры. Схема установки приведена на рис 4.

1. Длина одной секции – 1 м.
2. Диаметр центральной трубы 20x2 мм материал – нержавеющая сталь ($\lambda=17,5$ Вт/(м К)
3. Диаметр наружной трубы 32x2,5.
4. Толщина загрязнений по обе стенки нагрева - 0,1 мм ($\lambda=2$ Вт/(м К)

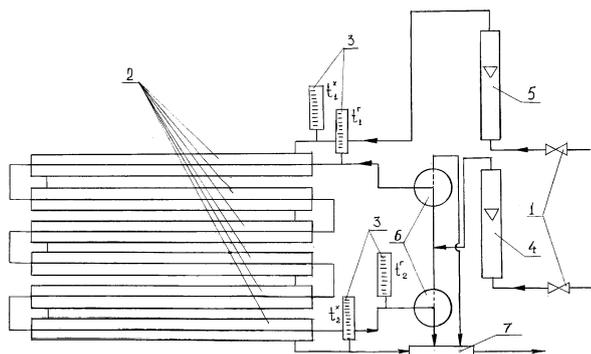


Рис. 9 Схема установки (положение прямотока)

- 1 - вентили подачи горячей и холодной воды,
- 2 - секции теплообменника,
- 3 - термометры,
- 4 - ротаметр горячей воды,
- 5 - ротаметр холодной воды,
- 6 - распределительное устройство.
- 7 – канализационной коллектор.

1. Определение тепловой нагрузки и расходов теплоносителей.

Тепловая нагрузка Q и расход горячего теплоносителя определяется из уравнения теплового баланса:

$$Q_q = G_1 c_{p1} (t_1^c - t_2^c) = G_2 c_{p2} (t_2^x - t_1^x) + Q_{nom} \quad (21)$$

где: G_1 и G_2 - массовые расходы теплоносителей, кг/с,

c_{p1}, c_{p2} - теплоемкость теплоносителей, Дж/(кг К),

t_1^c, t_2^c - температура горячего теплоносителя на входе и выходе теплообменника, °С

t_1^x, t_2^x - температуры холодного теплоносителя на входе и выходе теплообменника, °С

Расход холодного теплоносителя рассчитывается по формуле:

$$V = (8,7 + 0,565z) \cdot 10^{-6}, \text{ м}^3/\text{с} \quad (22)$$

где : V - объемный расход,

z - число делений шкалы ротаметра.

Поверхность теплопередачи F_p определяется из основного уравнения теплопередачи (1), где Q - действительная тепловая нагрузка, рассчитанная по уравнению теплового баланса.

Полученное значение поверхности теплопередачи F_p сравнивается с действительной поверхностью F_q

$$F_q = \pi \cdot d \cdot L \cdot n, \text{ м}^2$$

где:

d - диаметр теплопередающей трубы со стороны теплоносителя с меньшим коэффициентом теплоотдачи, м,

L - длина одной секции теплообменника, м,

n - число секций теплообменника.

Ошибка эксперимента определяется по формуле

$$\Delta = \frac{|F_\delta - F_p|}{F_p}$$

Результаты вычислений

| № | Параметры | Обозначение | Ед. изм. | Значение |
|-------|---|-----------------|-------------|----------|
| п / п | | | | |
| 1 | Тепловая нагрузка | Q | $Вт$ | |
| 2 | Расход горячего теплоносителя | G_1 | $кг/с$ | |
| 3 | Средняя движущая сила | Δt_{cp} | $^{\circ}C$ | |
| 4 | Средняя температура холодного теплоносителя | t_{cp}^x | $^{\circ}C$ | |
| 5 | Средняя температура горячего | t_{cp}^c | $^{\circ}C$ | |

| | | | | |
|--------|---|--------------|--------------------------|--|
| | теплоносителя | | | |
| 6 | Скорость холодного теплоносителя | ω_x | $м/с$ | |
| 7 | Скорость горячего теплоносителя | ω_2 | $м/с$ | |
| 8 | Критерий Рейнольдса холодного теплоносителя | Re_x | - | |
| 9 | Критерий Рейнольдса горячего теплоносителя | Re_2 | - | |
| 1 0 | Коэффициент теплоотдачи от горячего теплоносителя к стенке | α_1 | $\frac{Вт}{м^2 \cdot К}$ | |
| 1 1 | Коэффициент теплоотдачи от стенки к холодному теплоносителю | α_2 | $\frac{Вт}{м^2 \cdot К}$ | |
| 1 2 | Коэффициент теплопередачи | K | $\frac{Вт}{м^2 \cdot К}$ | |
| 1 3 | Расчетная поверхность теплопередачи | F_p | $м^2$ | |
| 1 4 | Действительная поверхность | F_∂ | $м^2$ | |
| 1 5 | Ошибка эксперимента | Δ | - | |

Преимущества теплообменников труба в трубе: 1- высокий коэффициент теплопередачи вследствие большой скорости обоих теплоносителей; 2) простота изготовления.

Недостатки этих теплообменников: 1) громоздкость; 2) высокая стоимость ввиду большого расхода металла на наружные трубы, не участвующие в теплообмене; 3) трудность очистки межтрубного пространства.

Оросительные теплообменники. Оросительные теплообменники состоят из змеевиков, орошаемых снаружи жидким теплоносителем (обычно водой), и применяются главным образом в качестве холодильников. Змеевики выполняют главным образом в качестве холодильников. Змеевики выполняют из прямых горизонтальных труб 3 (рис.10), расположенных друг над другом и последовательно соединенных между собой сваркой или на фланцах при помощи калачей 2. Орошающая вода подается на верхнюю трубу, стекает с нее на нижележащую трубу и, пройдя последовательно по поверхности всех труб, стекает в поддон 4, расположенный под холодильником.

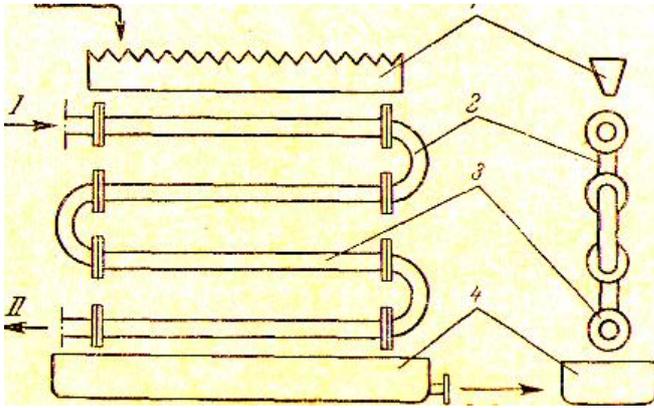


Рис.10. Оросительный теплообменник:
 1-желоб для подачи воды; 2- калач; 3-труба; 4-поддон.

Вследствие сильного испарения орошающей воды оросительные холодильники обычно устанавливают на открытом воздухе, снабжая их ограждением в виде жалюзи во избежание уноса воды ветром.

Достоинства оросительных теплообменников: 1) пониженный расход охлаждающей воды; 2) простота устройства и дешевизна; 3) легкость осмотра и наружной очистки труб (при соединении труб на фланцах очистку нетрудно производить и внутри).

Недостатки этих теплообменников: 1) громоздкость, 2) сильное испарение воды, 3) чувствительность к колебаниям подачи воды; при недостатке воды нижние трубы не смачиваются и почти не участвуют в теплообмене. [5,6]

Вопрос 4. Сравнение и выбор теплообменных аппаратов

Кожухотрубные одноходовые теплообменники применяются при большом объеме пропускаемого по трубам теплоносителя (например, в качестве газовых теплообменников и при теплообмене между газом и жидкостью), а также в качестве конденсаторов паров органических жидкостей. Использование их в других случаях обычно приводят к низкому коэффициенту теплопередачи.

Вертикально-оросительные теплообменники применяют главным образом как конденсаторы (пар движется в межтрубном пространстве, вода стекает пленкой по трубам).

Кожухотрубные многоходовые и элементные теплообменники используются в качестве жидкостных теплообменников и при теплообмене между конденсирующимся паром и жидкостью (конденсаторы пара, подогреватели жидкости). В последнем случае жидкость пропускается по трубам, а пар – в межтрубном пространстве.

Теплообменники «труба в трубе» применяются при небольших количествах теплоносителя для теплообмена между двумя жидкостями, между жидкостью и конденсирующимся паром, а также в качестве холодильников для газов при высоких давлениях.

Оросительные теплообменники используются как холодильники, в частности для теплоносителей. Оказывающих коррозионное действие на аппаратуру и конденсаторы.

Пластинчатые теплообменники используются для теплообмена между газами при низком давлении.

Контрольные вопросы.

- 1) Из каких основных частей состоит кожухотрубный теплообменник? труба в трубе?
- 2) Чем отличается по физическому смыслу коэффициент теплопередачи от коэффициента теплоотдачи?
- 3) Как определяют температуру конденсации греющего пара?
- 4) Разность каких температур входит в уравнение теплоотдачи и каких в уравнение теплопередачи?
- 5) Каким образом получают топочные газы? Расскажите схему топки.
- 6) В чем разница между теплообменниками? Какие преимущества водяного пара знаете?
- 7) Какие элементы включают теплообменники труба в трубе?
- 8) **Пример:** Рассчитать одноходовой кожухотрубный теплообменник для подогрева воздуха нитрозными газами, если абсолютное давление газов составляет 6,5 атм, а абсолютное давление воздуха равно 7 атм. $Q=1790000$ Вт, конечная температура 540°C , средний температурный напор составляет 485°C .

Лекция №4

Тема: Выпаривание .

План: 1. Общие сведения.

2. Устройство выпарных аппаратов.

3. Эксплуатация выпарных аппаратов.

4. Расчет выпарных аппаратов.

Вопрос 1. Общие сведения. Процесс концентрирования растворов, заключающийся в удалении растворителя путем испарения при кипении, называется **выпариванием**.

Большой частью из растворов удаляют лишь часть растворителя, так как в выпарных аппаратах обычных конструкций упаренный раствор должен оставаться в текучем состоянии.

Процессы выпаривания получили широкое распространение во многих отраслях промышленности. Выпарные установки в большинстве случаев размещаются в отдельных зданиях и оснащены многочисленными приборами контроля и средствами автоматизации с весьма сложной схемой регулирования параметров и режимов работы установки. В целлюлозно-бумажной промышленности выпаривание применяется для концентрирования щелоков при производстве целлюлозы различными способами, в основном, с целью возврата

химикатов в производство. Выпаривание черных щелоков сульфатного производства, содержащих поверхностно-активные вещества, приводящие к образованию пены при его выпаривании, чаще всего проводятся в вертикальных колонных аппаратах с восходящей пленкой, а сульфитных щелоков - в аппаратах с принудительной циркуляцией и, как правило, с вынесенной зоной кипения. Современные выпарные установки целлюлозно-бумажной промышленности включают 6-9 аппаратов при пяти - или шестиступенчатой схеме выпаривания. Питание корпусов раствором, как правило, осуществляется по смешанной схеме. При этом в первых корпусах установки может быть применено выпаривание с тепловым насосом, а отдельные корпуса установки могут работать при параллельном питании аппаратов раствором. Расчет таких установок представляет собой сложную задачу, а его трудоемкость значительно превышает возможности учебного процесса. В ряде случаев при выпаривании растворов твердых веществ достигается насыщение раствора; при дальнейшем удалении растворителя из такого раствора происходит **кристаллизация**, т.е. выделение из него растворенного твердого вещества. Выпаривание широко применяется для повышения концентрации разбавленных растворов или выделения из них растворенного вещества путем кристаллизации. В промышленности в большинстве случаев выпариваются водные растворы различных веществ; поэтому в дальнейшем рассматривается только выпаривание водных растворов. Однако описываемые ниже выпарные аппараты и методы их расчета применимы для выпаривания растворов с любыми растворителями, а также для испарения чистых жидкостей. Нагревание выпариваемого раствора производится путем передачи тепла от нагревающего агента через стенку, разделяющую оба вещества, либо путем непосредственного соприкосновения веществ.

Выпаривание ведут как под атмосферным, так и под пониженным или повышенным давлением. [7,18]

вторичный (соковый) пар выпускается в атмосферу. Такой способ выпаривания является наиболее простым.

При выпаривании под *пониженным давлением* (при разрежении) в аппарате создается вакуум путем конденсации вторичного пара в специальном конденсаторе и отсасывания из него неконденсирующихся газов с помощью вакуум насоса.

Вакум-выпарка позволяет снизить температуру кипения раствора и применяется для выпаривания чувствительных к высокой температуре растворов, а также высококипящих растворов, когда температура нагревающего агента не дает возможности вести процесс под атмосферным давлением.

При выпаривании под повышенным давлением вторичный пар может быть использован как нагревающий агент в подогревателях, для отопления и т.п., а также для различных технологических нужд.

Установки, состоящие из одиночного аппарата, вторичный пар из которого не используется (при выпаривании под атмосферным давлением или при разрежении)

или используется вне аппарата, называются **однокорпусными выпарными установками**.

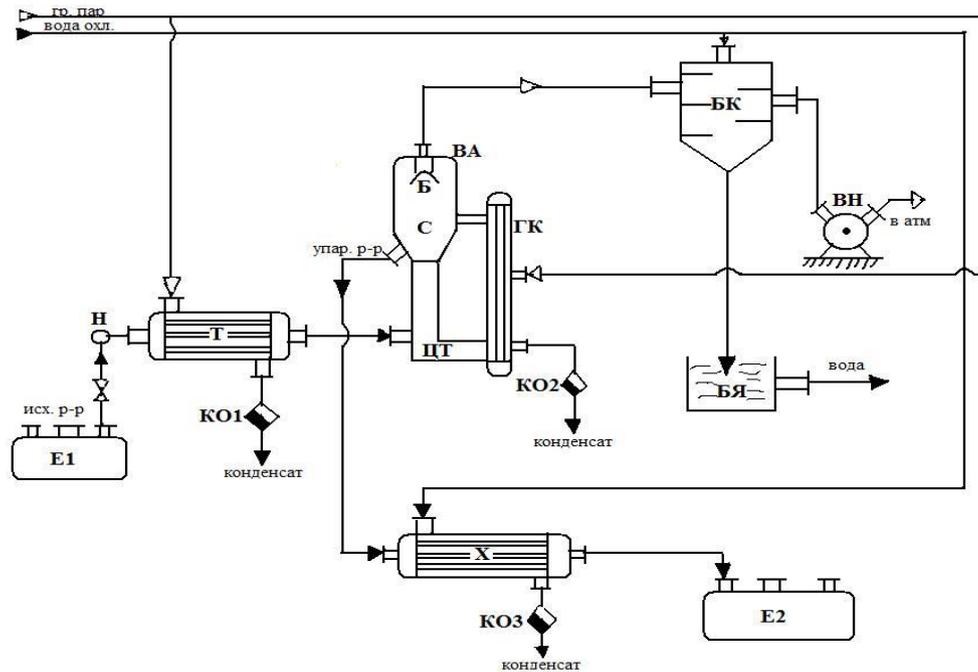


Рис.13. Схема однокорпусной выпарной установки

В данной однокорпусной выпарной установке выпариванию подвергается водный раствор нитрата аммония (NH_4NO_3) под вакуумом.

Исходный раствор нитрата аммония **Р1** из емкости **Е1** подается центробежным насосом **Н** в теплообменник **Т**, где подогревается до температуры близкой к температуре кипения (ниже на 2-3). Подогревается греющим паром, который поступает в верхнюю часть теплообменника. Пар, сконцентрировавшийся в межтрубном пространстве теплообменника, выводится из нижней части теплообменника. Теплообменник **Т** работает под избыточным давлением. Затем раствор поступает в греющую камеру выпарного аппарата **ГК**. В данном варианте схемы используется выпарной аппарат с вынесенной греющей камерой и кипением в трубах. За счет предварительного нагрева и размещения нагревательной камеры вне корпуса аппарата можно повысить интенсивность процесса выпаривания. Кроме того данный тип аппарата работает при более интенсивной естественной циркуляции. Выпариваемый раствор нагревается и кипит с образованием вторичного пара. Отделение пара от жидкости происходит в сепараторе **С**. Жидкость опускается по необогреваемой циркуляционной трубе **ЦТ**, смешивается с исходным раствором и цикл повторяется снова. Вторичный пар, пройдя брызгоулавливатель **Б**, удаляется сверху сепаратора.

Движение раствора и вторичного пара осуществляется вследствие перепада давлений, создаваемого барометрическим конденсатором **БК** и вакуум-насосом **ВН**, который служит для откачки неконденсированного газа (например – воздуха, поступающий в установку через неплотности фланцевого соединения). Вакуум-насос устанавливают ниже конденсатора и присоединяют к его верхней

части. В барометрическом конденсаторе вода и пар движутся в противоположных направлениях (пар – снизу, вода - сверху). Для увеличения поверхности контакта фаз конденсатор снабжен переливными полками. Смесь охлаждающей воды и конденсата выводится из конденсатора самотеком по барометрической трубе в барометрический ящик **БЯ**.

Конденсат грающих паров из выпарного аппарата выводится с помощью конденсатоотводников **КО**.

Упаренный раствор отбирается через боковой штуцер и подается в одноходовой холодильник **Х**, где охлаждается до определенной температуры. Концентрированный раствор охлаждается холодной водой и далее отводится в вакуум-сборник. Затем раствор поступает в емкость для упаренного раствора **Е2**. После чего идет далее на производство.

Большим распространением пользуются **многокорпусные выпарные установки**, включающие несколько соединенных друг с другом аппаратов (корпусов), работающих под давлением понижающимся по направлению от первого корпуса к последнему.

Вопрос 2. Устройство выпарных аппаратов. Наибольшее распространение получили выпарные аппараты с паровым обогревом, имеющие поверхность теплообмена, выполненную из труб. Выпарные аппараты с паровым обогревом состоят из двух основных частей:

а) **кипятильник**- (греющая камера), в котором, расположена поверхность теплообмена и происходит выпаривание раствора;

б) **сепаратор**-пространство, в котором вторичный пар отделяется от раствора.

Необходимость в паровом пространстве (сепараторе) составляет основное конструктивное отличие выпарных аппаратов от теплообменников. В зависимости от характера движения кипящей жидкости в выпарном аппарате различают:

1. Выпарные аппараты со свободной циркуляцией;
2. Выпарные аппараты с естественной циркуляцией;
3. Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией;
4. Пленочные выпарные аппараты.

Выпарные аппараты со свободной циркуляцией. В этих аппаратах неподвижный или медленно движущийся раствор находится снаружи труб. В растворе возникают неупорядоченные конвекционные токи (свободная циркуляция), обусловленные свободной конвекцией. К данной группе относятся аппараты, выполненные в виде чаш или котлов, поверхность теплообмена которых образована стенками аппарата. [7,18]

Выпарной аппарат с горизонтальными трубами (пар пропускается по трубам, жидкость - снаружи труб) могут быть изготовлены с значительными поверхностями теплообмена до 800 м² и более (рис.14) Для компенсации

удлинения труб и разборка с целью очистки крепление труб в трубных решетках делают на сальниках или применяют U-образные трубы.

Основным недостатком аппаратов этого типа является трудность очистки межтрубного пространства, вследствие чего они непригодны для выпаривания кристаллизирующихся растворов. Кроме того, такие аппараты имеют невысокий коэффициент теплопередачи. Громоздки и требуют значительного количества металла для изготовления.

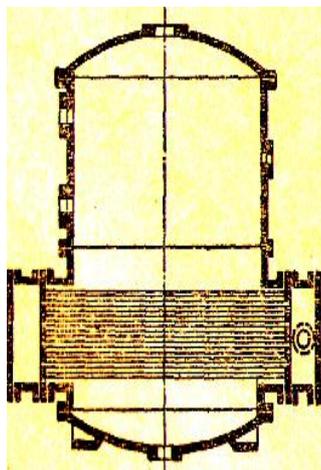


Рис.14. Выпарной аппарат с горизонтальными трубами.

Выпарные аппараты с естественной циркуляцией. Естественная циркуляция возникает в замкнутой системе, состоящей из не обогреваемой опускной (циркуляционной) трубы 1 (рис.14-1) и обогреваемых подъемных (кипятильных) труб 2.

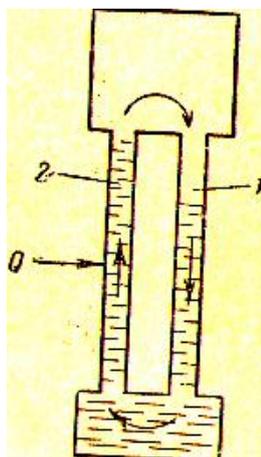


Рис.14-1.Схема естественной циркуляции: 1-циркуляционная труба; 2- кипятильная труба.

Для естественной циркуляции требуются два условия:1) достаточная высота уровня жидкости в опускной трубе, чтобы уравновесить столб парожидкостной смеси в кипятильных трубах и сообщить этой смеси необходимую скорость; 2) достаточная интенсивность парообразования в кипятильных трубах, чтобы

парожидкостная смесь имела возможно малую плотность. При небольшом уровне жидкости в опускной трубе парожидкостная смесь не может подняться до верха кипяtilьных труб; при этом не происходит циркуляции и работа аппарата сопровождается резким снижением производительности и быстрым покрыванием труб накипью. Оптимальный уровень жидкости повышается с понижением разности температур и увеличение вязкости раствора и находится опытным путем. Если при выпаривании из растворов выпадают кристаллы (так называемые кристаллизующиеся растворы), уровень жидкости поддерживают выше кипяtilьных труб для того, чтобы жидкость в них перегревалась и закипала бы лишь при выходе из труб в паровое пространство; при отсутствии кипения в кипяtilьных трубах отпадает главная причина выделения накипи.

Выпарной аппарат с центральной циркуляционной трубой. (Рис.14-2) – является одной из наиболее старых, но широко распространенных конструкций. Греющая камера состоит из ряда вертикальных кипяtilьных труб 2, обогреваемых снаружи паром. По оси греющей камеры расположена циркуляционная труба 3 значительно большего диаметра, чем кипяtilьные трубы. Хотя в таком аппарате циркуляционная труба обогревается снаружи паром, раствор нагревается в ней значительно меньше, чем в кипяtilьных трубах. Это объясняется тем, что поверхность трубы пропорциональна ее диаметру, а объем жидкости в ней пропорционален квадрату диаметра; таким образом, в циркуляционной трубе объем жидкости на единицу поверхности трубы значительно больше, чем в кипяtilьных трубах. [7,18]

Аппарат с центральной циркуляционной трубой отличается простотой конструкции и легко доступен для ремонта и очистки. В то же время наличие обогреваемой циркуляционной трубы снижает интенсивность циркуляции.

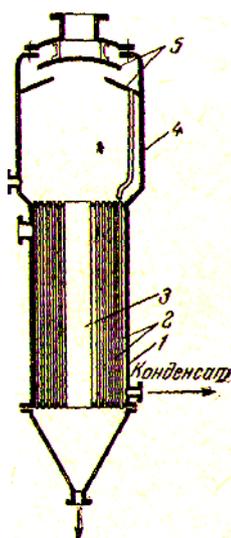


Рис.14-2. Выпарной аппарат с центральной циркуляционной трубой.
1-корпус; 2-кипяtilьные трубы; 3-циркуляционная труба; 4-сепаратор; 5-отбойник.

Выпарной аппарат с подвесной греющей камерой показан на рисунке 14-3. Этот аппарат имеет греющую камеру, снабженную кожухом 2; роль циркуляционной трубы выполняет кольцевой зазор между корпусом аппарата и кожухом камеры. Греющий пар подводится в камеру по трубе 4. Греющая камера может выниматься из аппарата для чистки и ремонта. В аппарате имеются благоприятные условия для циркуляции, поскольку кольцевое пространство со стороны корпуса не обогревается.

Недостатками являются усложнение конструкции и большие габариты, так как часть площади сечения аппарата не используется из-за наличия кольцевого канала.

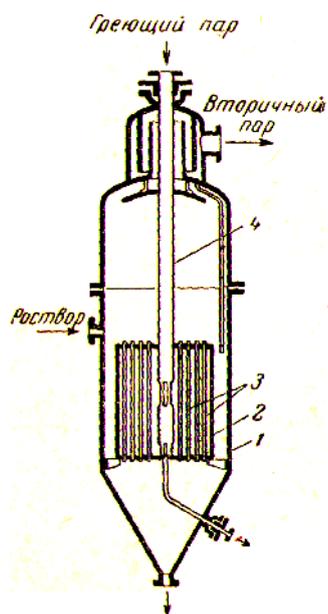


Рис.14-3. Выпарной аппарат с подвесной греющей камерой.
 1-корпус; 2-кожух греющей камеры; 3-кипяtilьные трубы; 4-труба для подвода пара к греющей камере.

Выпарной аппарат с выносным кипятильником (рис.14-4) широко применяется для выпарки кристаллизующихся и пенящихся растворов и постепенно вытесняет аппараты других типов. Аппарат имеет выносной кипятильник 1 и сепаратор 3. В кипятильнике, состоящем из пучка труб, обогреваемых снаружи паром. Образуется парожидкостная смесь, поступающая в сепаратор по трубе 2. В сепараторе происходит отделение вторичного пара от жидкости, которая по циркуляционной трубе 4 возвращается в кипятильник. Трубы кипятильника могут достигать значительной длины (до 7 м), что способствует интенсивной циркуляции: с увеличением длины труб возрастает разность весов парожидкостной смеси в них и жидкости в циркуляционной трубе. Расположение кипятильника отдельно от сепаратора удобно для ремонта и чистки труб. Часто к сепаратору присоединяют два или более кипятильников, из которых один можно выключить для ремонта или очистки, не останавливая всего аппарата

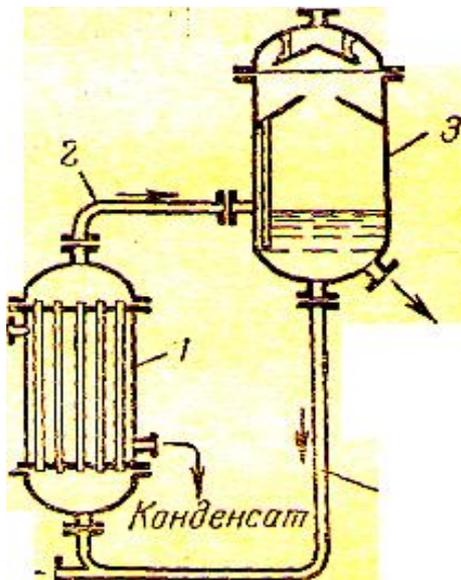


Рис. 14-4. Выпарной аппарат с выносным кипятильником: 1-кипятильник; 2-труба для парожидкостной смеси; 3-сепаратор; 4-циркуляционная труба.

Выпарной аппарат для выпаривания концентрированных растворов предложенный Р.Е.Левиным, состоит из греющей камеры 1, над которой расположена камера вскипания 2 высотой около 3 м. В верхней части камеры вскипания размещены концентрические перегородки 3, образующие кольцевые

каналы. Из камеры вскипания парожидкостная смесь поступает в сепаратор 5, откуда жидкость возвращается в греющую камеру по циркуляционной трубе 4 через приемник для кристаллов 6. В греющей камере происходит только подогрев раствора, а кипит он в каналах между перегородками 3. Эти перегородки упорядочивают поток вскипающей жидкости и препятствует образованию пульсаций и вредных циркуляционных токов в зоне кипения. В описанном аппарате достигается большая скорость циркуляции. Это наряду с отсутствием кипения в трубах приводит к значительному уменьшению выделений накипи на поверхности теплообмена. Такой аппарат наиболее пригоден для выпаривания концентрированных, кристаллизующихся и вязких растворов.

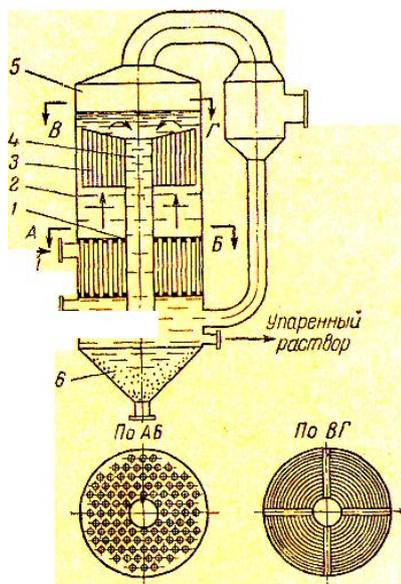


Рис.14-5. Выпарной аппарат для концентрированных растворов.

1-греющая камера; 2- камера вскипания; 3- концентрические перегородки; 4-циркуляционная труба; 5- сепаратор; 6-приемник кристаллов.

Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией.

На рисунке 14-6 показан аппарат с принудительной циркуляцией. Аппарат, снабженный наружной циркуляционной трубой 3. Циркуляция жидкости производится пропеллерным или центробежным насосом 2. Свежий раствор подается в нижнюю часть кипятильника, а упаренный раствор отводится из нижней части сепаратора. Уровень жидкости поддерживается несколько ниже верхнего обреза кипятильных труб. Поскольку вся циркуляционная система почти полностью заполнена жидкостью, работа насоса затрачивается не на подъем жидкости, а лишь на преодоление гидравлических сопротивлений. Давление внизу кипятильных труб больше, чем вверху, на

величину давления столба жидкости в трубах плюс их гидравлическое сопротивление. Ввиду этого не большей части высоты кипяtilьных труб жидкость не кипит, а перегревается по сравнению с температурой кипения, соответствующей давлению в сепараторе. Закипание происходит только на небольшом участке верхней части трубы. Количество перекачиваемой насосом жидкости во много раз превышает количество испаряемой воды; поэтому отношение массы жидкости к массе пара в парожидкостной смеси, выходящей из кипяtilьных труб, очень велико. Аппараты с принудительной циркуляцией пригодны при работе с малыми разностями температур между греющим паром и раствором ($3-5^{\circ}\text{C}$) и при выпаривании растворов с большой вязкостью, естественная циркуляция которых затруднительна.

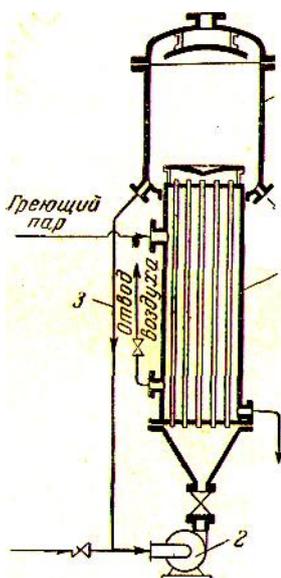


Рис.14-6.выпарной аппарат с принудительной циркуляцией: 1- кипяtilьник; 2-циркуляционный насос; 3-циркуляционная труба; 4-сепаратор.

Достоинства аппаратов с принудительной циркуляцией являются высокие коэффициенты теплопередачи (в 3-4 раза больше, чем при естественной циркуляции), а также отсутствие загрязнений поверхности теплообмена при выпаривании кристаллизующихся растворов и возможность работы при небольших разностях температур.

Недостаток этих аппаратов – необходимость расхода энергии на работу насоса.

Пленочные выпарные аппараты. В пленочных аппаратах раствор движется вдоль поверхности теплообмена в виде тонкой пленки. Пленочные аппараты с вертикальными трубами (рис.13-8) состоят из пучка кипяtilьных труб, обогреваемых с наружу паром и присоединенных вверху к сепаратору. Жидкость подается снизу, причем уровень ее поддерживается на $1/4-1/5$ высоты труб. Остальная часть высоты труб заполнена парожидкостной смесью, расслаивающейся на пленку жидкости и пар.

Пленочные аппараты обладают высоким коэффициентом теплопередачи. При повышении уровня коэффициент теплопередачи снижается; при понижении уровня уменьшается содержание жидкости в парожидкостной смеси, что приводит к недостаточному смачиванию верхних концов труб и снижению активной поверхности теплообмена. Ввиду однократного прохождения жидкости через аппарат с значительной скоростью, для получения достаточно концентрированного упаренного раствора требуются длинные трубы.

Недостатками вертикальных пленочных аппаратов являются трудность очистки длинных труб и сложность регулирования процесса при колебаниях давления греющего пара и начальной концентрации раствора.

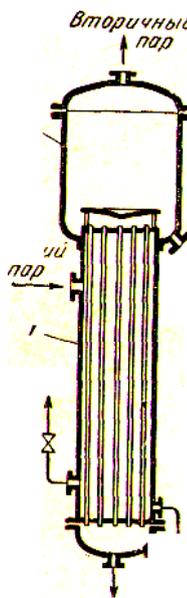


Рис.14-7. Пленочный выпарной аппарат: 1-кипятильник; 2- сепаратор.

Вопрос 3. Эксплуатация выпарных аппаратов.

Процесс выпаривания может производиться периодически или непрерывно. При периодическом выпаривании в аппарат заливается определенное количество раствора, который нагревается до кипения (период подогрева), после чего начинается процесс выпаривания (период испарения воды).

При непрерывном выпаривании уровень раствора и его температура не изменяются во времени. Раствор обычно находится в аппарате при своей конечной концентрации (или очень близкой к ней); для устойчивой работы в аппарате должно содержаться значительное количество жидкости, чтобы поступление слабого раствора не снижало заметно концентрацию раствора, находящегося в аппарате.

Пленочные выпарные аппараты применяются только для непрерывной работы: они не содержат значительного объема раствора, который непрерывно протекает через аппарат, причем его концентрация и температура изменяются вдоль поверхности теплообмена.

Процесс выпаривания сильно зависит от температуры, которая контролируется термометром, измеряющим температуру раствора в аппарате; манометры измеряют давление греющего и вторичного пара. необходимый температурный режим устанавливается регулированием подачи греющего пара. Кроме того, при обслуживании выпарного аппарата следят за правильным отводом конденсата и конденсирующихся газов. Конденсатор отводится при помощи конденсатоотводчиков. Для отвода неконденсирующихся газов, содержащихся в греющем паре, в верхней части пространства для греющего пара имеется трубка, через которую эти газы непрерывно или периодически удаляются.

Периодически, по мере загрязнения поверхности теплообмена, выпарной аппарат останавливают для очистки. Очистка производится путем промывки или указанными выше способами. [7,18]

Вопрос 4. Расчет выпарных установок. Давление пара над раствором всегда ниже, чем давление над чистым растворителем. Вследствие этого температура кипения раствора выше температуры кипения чистого растворителя при том же давлении. Например: вода кипит при температуре 100°C , так как давление ее пара при этой температуре равно

1 атм; для 30 % раствора NaOH давление водяного пара над раствором будет при 100°C ниже 1 атм, и раствор закипит при более высокой температуре (117°C), когда давление пара над ним достигнет 1 атм.

Разность между температурами кипения раствор (t) и чистого растворителя (θ) называется температурной депрессией:

$$\Delta^1 = t - \theta$$

Температурная депрессия зависит от свойств растворенного вещества и растворителя; она повышается с увеличением концентрации раствора и давления. Определяется температурная депрессия опытным путем. [7,14]

Пример: определить температуру кипения 40%-ного раствора NaOH при абсолютном давлении 0,196 бар (0,2 атм).

Решение: температурная депрессия для раствора при атмосферном давлении $\Delta^{\text{атм}} = 28^{\circ}\text{C}$. Поправочный коэффициент $k=0,76$ (при 0,2 атм). Следовательно, температурная депрессия при абсолютном давлении 0,2 атм

$$\Delta^1 = 28 \cdot 0,76 = 21,3^{\circ}\text{C}$$

Принимаем гидростатическую депрессию $\Delta^{\text{II}} = 3^{\circ}\text{C}$ и гидравлическую депрессию $\Delta^{\text{III}} = 1^{\circ}\text{C}$. Полная депрессия: $\Delta = 21,3 + 3 + 1 = 25,3^{\circ}\text{C}$

Температура кипения воды при 0,2 ат. составляет $\theta = 59,7^{\circ}\text{C}$. Температура кипения раствора

$$t = 59,7 + 25,3 = 85^{\circ}\text{C}$$

Контрольные вопросы

1. Какой процесс называется процессом выпаривания?
2. Перечислите способы выпаривания. Под каким давлением ведут процесс выпаривания?
3. Из каких частей состоят выпарные аппараты?
4. Расскажите о достоинствах выпарного аппарата с горизонтальными трубами.
5. Каким образом работают выпарные аппараты с центральной циркуляционной трубой и с подвесной греющей камерой?
6. Кем был предложен аппарат для выпаривания концентрированных растворов и принцип действия этого аппарата?
7. Как движется раствор в пленочном аппарате и принцип работы пленочного аппарата?
8. **Пример.** На выпаривание поступает 25000 кг/ч раствора щелочи концентрацией 28 вес. %. Конечная концентрация раствора 40 вес.%. определить количество выпаренной воды и упаренного раствора.

Лекция №5

Тема: Многокорпусные выпарные установки.

План: 1. Общие сведения. Принцип действия многокорпусной выпарной установки.

2. Схемы многокорпусных выпарных установок

3. Создание вакуума в выпарных установках.

Вопрос 1. Общие сведения. Принцип действия.

В многокорпусной выпарной установке вторичный пар каждого корпуса (кроме последнего) используется для обогрева следующего корпуса. Давления от корпуса к корпусу уменьшается так, чтобы температура кипения в каждом корпусе

была ниже температуры насыщения пара, обогревающего этот корпус. Применение многокорпусных выпарных установок дает значительную экономию пара.

Так, в двухкорпусной выпарной установке один килограмм греющего пара, поступившим в первый корпус, выпаривается в нем 1 кг воды, а образовавшимся при этом одним килограммом вторичного пара выпаривается во втором корпусе еще 1 кг воды; таким образом всего на 1 кг греющего пара выпаривается 2 кг воды, а расход на 1 кг выпариваемой воды составляет 0,5 кг. Аналогично можно найти, что расход греющего пара на 1 кг выпариваемой воды в трехкорпусной выпарной установке составляет 0,33 кг, в четырехкорпусной 0,25 кг и т.д.

Вторичный пар, образующийся в каждом корпусе, можно не целиком направлять на обогрев следующего корпуса, а частично отводить в сторону и использовать для предварительного подогрева раствора, поступающего на выпаривание, или для других технологических целей, не связанных с выпариванием. Отводимый на сторону вторичный пар называется *экстра-паром*. Экстра-пар может быть отобран из любого корпуса, кроме последнего. Из последнего корпуса не производят отбор экстра пара, так как вторичный пар оттуда направляется в конденсатор; если же выпаривание ведется под давлением, вторичный пар можно полностью использовать вне выпарной установки.

Преимущества отбора заключается в том, что возрастное расхода греющего пара при отборе экстра-пара меньше, чем количество отбираемого экстра-пара; целесообразнее отбирать экстра-пар не из первых, а из последующих корпусов.

В многокорпусных выпарных установках экономия пара достигается за счет увеличения поверхности теплообмена. Например: сравним однокорпусную и двухкорпусную установки, работающие при одинаковой температуре греющего пара, равной 110°C и одинаковом вакууме в конденсаторе, соответствующем температуре конденсации вторичного пара 50°C .

В этом случае пренебрегая температурными потерями, получим для однокорпусной установки температурный напор $110-50=60^{\circ}\text{C}$. В двухкорпусной установке температура кипения в первом корпусе должна быть выше 50°C и ниже 110°C ; примем ее равной 80°C , так что температурный напор в первом корпусе будет $110-80=30^{\circ}\text{C}$, а во втором корпусе составит $80-50=30^{\circ}\text{C}$. Тепловая нагрузка каждого корпуса двухкорпусной установки в 2 раза меньше нагрузки однокорпусной установки, температурный напор в каждом корпусе тоже в 2 раза меньше. Следовательно, поверхность каждого корпуса будет такой же, как поверхность однокорпусного аппарата. Полная поверхность обоих корпусов двухкорпусной установки будет в 2 раза больше, чем поверхность однокорпусного аппарата. Делая вывод из этого можно сказать, что поверхность многокорпусной установки больше поверхности однокорпусной в число раз, равное количеству корпусов. Если учесть температурные потери, то увеличение поверхности теплообмена многокорпусной установки будет еще больше.

Таким, образом температуры в отдельных корпусах при работе установки не регулируются. Единственной возможностью регулирования этих температур является изменение отбора экстра пара из какого-либо корпуса количество пара, поступающего на обогрев следующего корпуса, уменьшится и температура в нем понизится. [7,18]

Вопрос 2. Схемы многокорпусных выпарных установок.

В зависимости от способа подачи раствора различают следующие основные схемы многокорпусных выпарных установок.

Схема с прямоточным питанием (рис.15) имеет наибольшее распространение. Слабый раствор подается в первый корпус, из него поступает во второй, из второго в третий и т.д. Таким образом, раствор и вторичный пар движутся в одном направлении. Раствор переходит из одного корпуса в другой вследствие разности давлений в корпусах. Т.к температура кипения в каждом последующем корпусе понижается, то раствор поступает во все корпуса (кроме первого) с температурой более высокой, чем температура кипения. В результате раствор охлаждается и за счет отдаваемого при этом тепла испаряется некоторое количество воды (самоиспарение). Однако при питании первого корпуса холодным раствором значительное количество греющего пара в этом корпусе затрачивается на подогрев раствора. Поэтому при прямоточном питании целесообразно подавать в первый корпус предварительно подогретый раствор (путем установки подогревателей, обогреваемых экстра-паром или конденсатором).

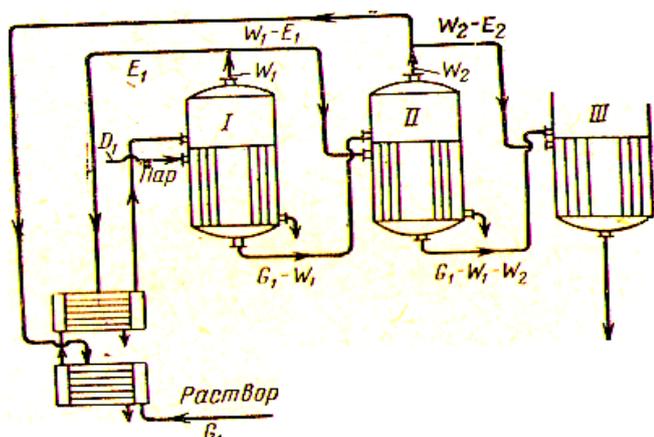


Рис. 15. Схема трехкорпусной выпарной установки с прямоточным питанием.

Недостаток схемы с прямоточным питанием заключается в том, что в последнем корпусе, где температура кипения самая низкая, выпаривается наиболее концентрированный раствор. Одновременное понижение температуры и повышение концентрации раствор приводит к повышению вязкости и снижению коэффициентов теплопередачи; поэтому в данной схеме коэффициенты теплопередачи уменьшается от первого корпуса к последнему.

По схеме с противоточным питанием слабый раствор подается в последний корпус, из него в предпоследний и т.д. следовательно раствор и вторичный пар движутся из корпуса в корпус в противоположных направлениях. Т.к. в этом

случае раствор поступает из корпуса с меньшим давлением в корпус с более высоким давлением, то для передачи раствора между корпусами устанавливаются насосы.

При противоточном питании наиболее высокая концентрация раствора достигается в первом корпусе, где и температура кипения наибольшая. Поэтому значительного падения коэффициента теплопередачи в корпусе с наиболее концентрированным раствором не происходит и коэффициенты теплопередачи мало изменяются по корпусам. Это является наиболее существенным преимуществом противоточного питания перед прямоточным. Кроме того, при противоточном питании количество воды, выпариваемой в последнем корпусе, меньше, чем при прямоточном питании, что уменьшает нагрузку на конденсатор (при выпарке в вакууме). В отношении расхода тепла противоточное питание выгоднее прямоточного при питании холодным раствором, но уступает ему при питании горячим раствором.

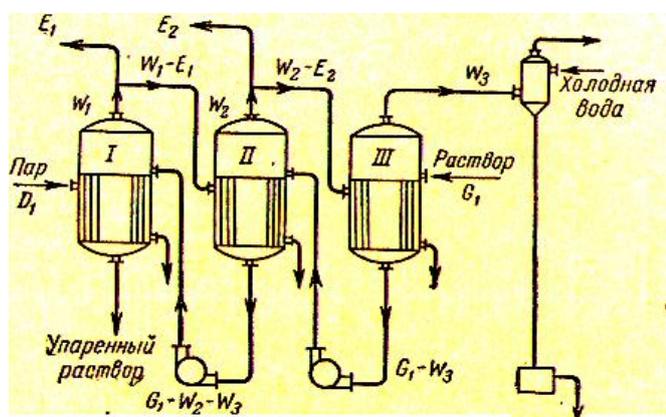


Рис.15-1. Схема трехкорпусной выпарной установки с противоточным питанием.

Основным недостатком противоточной схемы является необходимость в установке насосов между корпусами, что связано с дополнительными расходом электроэнергии, усложняет установку и затрудняет её регулирование.

При схеме с параллельным питанием слабый раствор подается одновременно во все корпуса, а упаренный раствор отбирается из всех корпусов. Эта схема применяется редко, главным образом при незначительном повышении концентрации раствора и при выпаривании кристаллизующихся растворов, т.к. передача их из корпуса в корпус в этом случае затруднительна вследствие возможного закупоривания перепускных трубопроводов и арматуры.

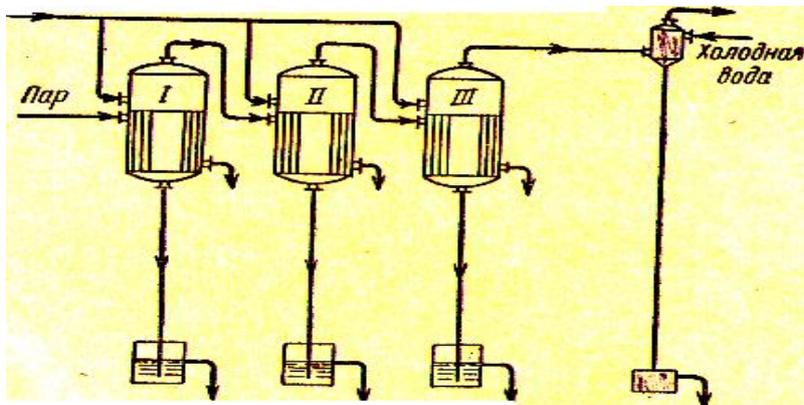


Рис.15-2. Схема трехкорпусной выпарной установки с параллельным питанием.

С увеличением числа корпусов повышается экономичность установки. Однако число корпусов нельзя увеличивать беспрестанно, так как при этом уменьшается полезная разность температур в каждом корпусе.

Во многих случаях устанавливают меньше число корпусов, чем это возможно. Дело в том, что с увеличением числа корпусов затраты на сооружение установки растут приблизительно числу корпусов, а расходы тепла уменьшаются сравнительно медленно. Так например: переход от двухкорпусной установки к трехкорпусной расход пара на 1 кг выпариваемой воды уменьшается на 0,17 кг ($0,57-0,4=0,17$), а при переходе от четырехкорпусной установки к пятикорпусной на $0,3-0,27=0,03$ кг. На практике наиболее распространены выпарные установки с 2-4 корпусами. Установки с числом корпусов более 5 встречаются редко. [7,18]

Вопрос 3. Создание вакуума в выпарных установках

Вакуум в выпарных установках создается в результате конденсации вторичного пара в конденсаторах, охлаждаемых водой. Теоретически абсолютное давление в конденсаторе должно быть равно давлению насыщенного пара при температуре конденсации. Однако в конденсатор вместе с паром поступает некоторое количество воздуха, выделяющегося из выпариваемой жидкости. Кроме того, воздух проникает через неплотности в аппаратуре и трубопроводах; если конденсация производится в конденсаторах смешения (путем непосредственного соприкосновения с водой), воздух приносится с охлаждающей водой. В присутствии воздуха давление в конденсаторе равно сумме парциальных давлений пара и воздуха, т.е. давлению насыщенного пара плюс парциальное давление воздуха. Таким образом, вакуум в конденсаторе от подсоса воздуха ухудшается, и воздух необходимо удалять при помощи вакуум-насосов. Обычно в конденсаторах выпарных установок поддерживают абсолютное давление, равное 0,1-0,2 атм.

Контрольные вопросы:

1. В чем основное преимущество многокорпусного выпаривания?
2. Почему барометрический конденсатор расположен значительно выше выпарных аппаратов?
3. Для чего служит водоструйный вакуум насос.

4. Что является причиной естественной циркуляции раствора?
5. Какие слагаемые входят в уравнение теплового баланса выпарного аппарата?
6. Что такое самоиспарение? При каких условиях возможно это явления?
7. В чем заключается принцип работы многокорпусных аппаратов?
8. **Пример:** Рассчитать трехкорпусную выпарную установку с прямоточным питанием для выпаривания растворов NaOH. Количество поступающего раствора равно 13,9 кг/сек, его начальная концентрация равно 0,1. Конечная концентрация 0,4. Температура поступающего раствора равна 25⁰С, температура греющего пара для 1 корпуса 140⁰С; температура насыщения вторичного пара из 111 корпуса равна 60⁰С. Отбор экстра-пара производится для подогрева раствора.

Лекция №6

Тема: Кристаллизация.

План: 1. Общие сведения.

1. *Устройство кристаллизаторов*
2. *Расчет кристаллизаторов.*

Вопрос 1. Общие сведения. Кристаллизация представляет собой процесс выделения твердого растворенного вещества из его раствора (кристаллизация из раствора) или процесс выделение твердой фазы при затвердении веществ, находящихся в расплавленном состоянии (кристаллизация из расплава). Кристаллизация из растворов основана на ограниченной растворимости твердых веществ. Раствор, содержащий максимальное количество растворенного вещества в данном количестве растворителя при определенной температуре, называется насыщенным; если раствор содержит большее количество растворенного вещества, то называется ненасыщенным.

Насыщенный раствор, полученный в результате выделения кристаллов, называется маточным раствором или маточником.

Для проведения процесса кристаллизации пользуются следующими способами создания пересыщенных растворов:

1. Охлаждение: растворов применяют для кристаллизации веществ, растворимость которых заметно уменьшается с понижением температуры, и также для кристаллизации из расплавов.
2. Испарение части растворителя применяют для кристаллизации веществ, растворимость которых увеличивается или незначительно уменьшается с понижением температуры; испарение производится при кипении раствора в выпарном аппарате или путем испарения при температуре ниже точки кипения.
3. Комбинированный способ заключается в одновременном охлаждении и испарении части растворителя.

Процесс кристаллизации состоит из двух стадий-образование зародышей кристаллов и роста кристаллов. Образование зародышей может происходить

путем самопроизвольной кристаллизации. При этом оба процесса (образование зародышей и рост кристаллов) протекают одновременно. Если скорость образования зародышей больше скорости их роста, получается большое количество кристаллов. Если же скорость роста больше скорости образования зародышей, получается меньше количество крупных кристаллов. Изменяя факторы, влияющие на скорость образования зародышей и скорость их роста можно регулировать размеры кристаллов. Быстрое охлаждение , перемешивание раствора, высокая температура и низкий молекулярный вес кристаллов способствует образованию зародышей и получению мелких кристаллов. Наоборот, медленное охлаждение, неподвижность раствора, низкая температура и высокий молекулярный вес способствует процессу роста и получению крупных кристаллов. Кристаллизация может быть ускорена внесением затравки мелких частиц кристаллизующего вещества, которые и являются зародышами кристаллов. Для получения крупных кристаллов число затравочных кристаллов должно быть невелико. Крупные кристаллы легче высушиваются, отстаиваются, отфильтровываются, промываются и удерживают меньше влаги при фильтровании и промывки. Мелкие кристаллы легче растворяются и обычно чище, чем крупные, так как последние часто содержат маточник с находящимися в нем примесями. Во избежание слеживания следует получать либо крупные кристаллы, либо мелкие кристаллы одинакового размера. Мелкие кристаллы разной величины, особенно кристаллическая пыль, способствуют слеживанию продукта.

Вопрос 2. Устройство кристаллизаторов.

Простейшими аппаратами для кристаллизации является ящичные кристаллизаторы: они представляют собой открытые прямоугольные ящики, в которых подвешиваются ленты или нити. Кристаллизация происходит путем естественного охлаждения раствора и испарения части растворителя в воздух. Основная масса чистых кристаллов осаждается на поверхности лент или нитей и удаляется вручную. Примеси осаждаются на дне ящиков и удаляются с маточником. Такие кристаллизаторы работают громоздкостью и требуют применение ручного труда. В современных кристаллизаторах применяют водяное или воздушное охлаждение, либо ведут кристаллизацию в вакууме.

Кристаллизаторы с водяным охлаждением. В этих кристаллизаторах тепло от раствора к охлаждающей воде передается через стенку, причем кристаллизация происходит вследствие охлаждения раствора. В случае необходимости получения более низких температур, чем это возможно при водяном охлаждении, применяют охлаждение при помощи холодильных рассолов.

Кристаллизатор с мешалкой состоит из сосуда 1, в котором вращается мешалка 2. Охлаждающий агент (вода или рассол) движется по змеевику 3. Благодаря вращению мешалки выпадающие кристаллы не осаждаются на дне, а остаются в растворе во взвешенном состоянии. Такие кристаллизаторы работают

периодически или непрерывно. При периодической работе аппарат заполняют раствором; по окончании кристаллизации производят разгрузку аппарата через патрубок 4, имеющий клапан. При непрерывной работе соединяют последовательно несколько аппаратов, причем раствор протекает из одного кристаллизатора в другой; при этом раствор удаляется через боковой патрубок. Благодаря простоте этих кристаллизаторов имеют широкое распространение.

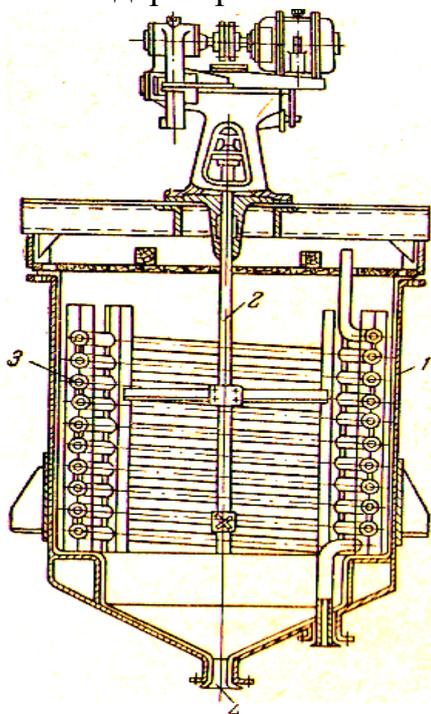


Рис.16. Кристаллизатор с мешалкой:

1-сосуд; 2-мешалка; 3-змеевик; 4-спускной патрубок.

Кристаллизатор с выносным холодильником показан на рисунке 16-1, который состоит из сосуда 1 и трубчатого холодильника 4. Раствор поступает по трубе 6, а затем по трубе 2 при помощи циркуляционного насоса 3 направляется в холодильник 4, проходит по трубам холодильника (в межтрубном пространстве движется вода) и возвращается в сосуд 1 по трубе 5 . В холодильнике происходит пересыщение раствора. Образующиеся кристаллы циркулируют с раствором до тех пор , пока скорость их осаждение не станет больше скорости движения раствора, после чего они осаждаются на дне сосуда 1.

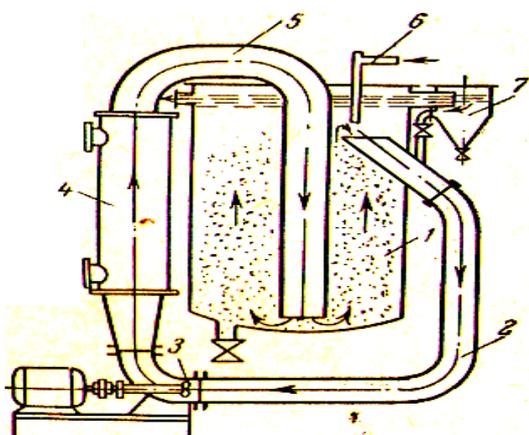


Рис.16-1 . Кристаллизатор с выносным холодильником.

1-сосуд; 2,5-трубы для циркуляции раствора. 3-циркуляционный насос. 4-холодильник. 6-труба для ввода раствора; 7-ловушка.

Таким образом, в сосуде 1 происходит классификация кристаллов по крупности. Величину кристаллов регулируют путем изменения скорости циркуляции раствора и отвода тепла в холодильнике 4. Маточный раствора удаляется через ловушку 7, в который отделяются мелкие кристаллы.

Вакуум кристаллизаторы. Если поместить раствор в замкнутый сосуд и создать в нем вакуум, то по мере отсасывания вакуум-насосом паров растворителя будет происходить охлаждение раствора. Так как тепло, необходимое для испарения растворителя, отнимается от раствора. Охлаждение происходит до тех

пор, пока температура насыщенного пара при давлении, установившемся в аппарате. Таким образом, в вакуум – кристаллизаторах происходит одновременное удаление части растворителя (путем испарения в вакууме) и охлаждение раствора.

Простейший *вакуум-кристаллизатор периодического действия* представляет собой геометрический сосуд с мешалкой, в который заливается раствор, после чего в аппарате создается вакуум. По окончании охлаждения открывают воздушник, и в сосуде устанавливается атмосферное давление. Затем маточный раствор вместе с кристаллами удаляется через нижний патрубок. Для создания вакуума обычно применяются пароструйные эжекторы, отсасывающие из аппарата пары растворителя. Последние в смеси с рабочим паром эжектора направляются затем в конденсатор. Неконденсирующиеся газы отсасываются из конденсатора пароструйным эжектором или другим вакуум-насосом.

На рисунке 16-2 показан *вакуум-кристаллизатор непрерывного действия*. Испарение растворителя происходит в испарителе 1, из которого раствор по барометрической трубе 2 поступает в сборник 3; в этом сборнике выпадают кристаллы, а раствор насосом 4 по циркуляционной трубе 6 возвращается в испаритель. Отсасывание паров растворителя осуществляется вакуум-насосом или эжектором, как описано выше.

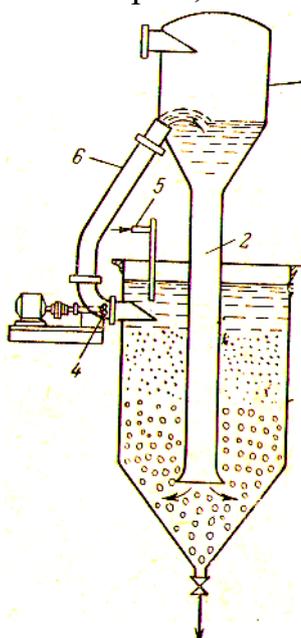


Рис.16-2. Вакуум-кристаллизатор непрерывного действия:
1-испаритель; 2-барометрическая труба; 3-сборник; 4-насос; 5- труба для ввода раствора; 6-циркуляционная труба.

Вопрос 3. Расчет кристаллизаторов

Материальный баланс

Обозначим количество исходного раствора G_1 кг, количество маточного раствора G_2 кг, количество кристаллов $G_{кр}$, кг и количество испаренного растворителя W кг.

Содержание безводного кристаллизующего вещества (в вес. Долях) в исходном растворе обозначим - через a_1 в маточном растворе – через a_2 , и в кристаллах- через $a_{кр}$.

Если вещество кристаллизуется в безводной форме, то $a_{кр}=1$. Если же вещество кристаллизуется в виде кристаллогидрата, то $a_{кр} = M_{безв} / M_{кр}$, где $M_{безв}$ – молекулярная масса безводного вещества, а $M_{кр}$ – молекулярная масса кристаллогидрата.

Уравнение баланса по всему количеству вещества:

$$G_1 = G_2 + G_{кр} + W \quad (23 -1)$$

По безводному кристаллизующему веществу:

$$G_1 a_1 = G_2 a_2 + G_{кр} a_{кр} \quad (23-2)$$

В кристаллизаторах с водяным или рассольным охлаждением $W=0$. В этом случае, зная G_1 , a_1 , a_2 и $a_{кр}$, совместным решением уравнений (23-1) и (23-2) находим $G_2 + G_{кр}$.

В кристаллизаторах с удалением части растворителя (кристаллизаторы с воздушным охлаждением, выпарные аппараты с кристаллизацией вещества) задаются величиной W или $G_{кр}$, после чего также можно совместно решить уравнения (23-1) и (23-2).

В вакуум кристаллизаторах W не может быть принято произвольно, а определяется совместным решением уравнений (23-1) и (23-2) и уравнение теплового баланса.

Тепловой баланс

Для общего случая кристаллизации с охлаждением раствора и удалением части растворителя имеем:

| Приход тепла | Расход тепла |
|--|---|
| С исходным раствором $G_1 c_1 t_1$ | С маточным раствором $G_1 c_2 t_2$ |
| Тепло, выделяющееся при кристаллизации $G_{кр} q_{кр}$ | С кристаллами $G_{кр}, c_{кр}, t_2$ |
| | С испаренным растворителем $W i$ |
| | Отводится с охлаждающим агентом... Q |

Таким образом

$$G_1 c_1 t_1 + G_{кр} q_{кр} = G_1 c_2 t_2 + G_{кр}, c_{кр}, t_2 + W i + Q \quad (23-3)$$

где c_1 , c_2 и $c_{кр}$ – удельные теплоемкости исходного и маточного растворов и кристаллов, дж/кг · град;

t_1 – температура поступления исходного раствора;

t_2 – температура маточного раствора и кристаллов.

В уравнении теплового баланса (23-3), кроме приведенных обозначений, принято:

i – энтальпия удаляемых паров растворителя, дж/кг;

$q_{кр}$ – теплота кристаллизации, дж на 1кг кристаллов.

Теплота кристаллизации $q_{кр}$. Вычисляется по закону Гесса, который рассматривается в курсе физической химии. В ряде случаев кристаллизация протекает с поглощением тепла; тогда $q_{кр}$ имеет отрицательное значение.

Рассматривается исходный раствор как смесь маточного раствора, кристаллов и испаренной воды, можно написать:

$$G_1 c_1 t = G_2 c_2 t + G_{кр} \cdot c_{кр} \cdot t + W c_v t$$

откуда

$$G_2 c_2 t_2 = G_{кр.} c_{кр.} t_2 - W c_v t_2$$

где c_v – удельная теплоемкость воды, Дж/кг · град.

Комбинируя последнюю формулу с уравнением (23-3), получим:

$$G_1 c_1 (t_1 - t_2) + G_{кр.} q_{кр.} = W (i - c_v t_2) + Q \quad (23-4)$$

Член $G_1 c_1 (t_1 - t_2)$ представляет собой тепло, отдаваемое раствором при охлаждении, а член $W (i - c_v t_2)$ – тепло, затрачиваемое на испарении воды.

Если кристаллизация проводится без удаления части растворителя (кристаллизаторы с водяным и рассольным охлаждением), то $W = 0$ и, как следует из уравнения (23-4), все тепло, отдаваемое раствором при охлаждении и выделяющееся при кристаллизации, отводится с охлаждающим агентом.

В вакуум-кристаллизаторах $Q = 0$, и уравнение (23-4) принимает вид

$$G_1 c_1 (t_1 - t_2) + G_{кр.} q_{кр.} = W (i - c_v t_2) \quad (23-5)$$

т.е. тепло, отдаваемое раствором и выделяющееся при кристаллизации, расходуется на испарение воды. [17,18]

Контрольные вопросы:

1. Какой процесс называется процессом кристаллизации?
2. Какой раствор называется насыщенным? Пересыщенным? Ненасыщенным?
3. Как называется раствор полученный в результате выделения кристаллов?
4. Какими способами пользуются для проведения процесса кристаллизации?
5. Что представляет собой ящичные кристаллизаторы?
6. Расскажите принцип работы кристаллизатора с мешалкой.
7. Что представляют собой вакуум-кристаллизаторы?
8. **Пример:** Рассчитать вакуум-кристаллизатор для раствора сульфата магния. Количество поступающего раствора равно 5000 кг/ч, содержание в нем сульфата магния равно 0,27; температура раствора 50°C. Конечная температура охлаждения 15°C.

Лекция №7

Тема: Искусственное охлаждение

План: 1. Общие понятия.

2. Термодинамические основы получения холода.

3. Компрессионные холодильные машины.

Вопрос 1.

Для получения низких температур, недостижимых при охлаждении естественными охлаждающими агентами (вода, воздух), применяют искусственный холод.

Наиболее старым способом искусственного охлаждения являются применение холодильных смесей (смеси солей и некоторых других веществ с льдом) дающих при таянии низкие температуры. Смесь поваренной соли с льдом (22% NaCl) дает t-ру -21°C , смесь хлористого кальция с льдом (30% CaCl_2) дает t-ру -55°C . В настоящее время для получения холода в технике применяют следующие способы:

1. Испарение низкокипящих жидкостей.

Так, например, если испарить жидкий аммиак при абсолютном давлении 2 ат, то он охлаждается до температуры кипения при этом давлении (около -20°C) и может служить охлаждающим агентом для получения t-р порядка -15°C . С понижением давления испарения достигаются ещё более низкие температуры.

2. Расширение сжатых газов в расширительной машине. (детандере).

При этом газ совершает внешнюю работу за счет уменьшения своей внутренней энергии, вследствие чего его t-ра понижается.

3. Дросселирование сжатых газов и паров.

Дросселированием (мятием) наз-ся такое расширение газа, когда давление его снижается вследствие протекание через сужение или другое препятствие (например, пористую перегородку); при этом , в отличие от процесса в расширительной машине, расширение происходит без совершения внешней работы. Дросселирование обычно сопровождается понижением температуры. Условно различают умеренное (до температур порядка -100°C) и глубокое (до температур ниже -100°C) охлаждения. Для умеренного охлаждения применяют компрессионные, абсорбционные и парожеторные холодильные машины. Для глубокого охлаждения пользуются холодильными циклами, основанными на дросселировании и расширении газов в детандере.

Вопрос 2. Термодинамические основы получения холода.

Получение холода связано с передачей тепла, отнимаемого от охлаждаемого тела, другому телу, имеющему более высокую температуру; т.е с переходом тепла от менее нагретого тела к более нагретому. Нагревание сопровождается возрастанием энтропии, а охлаждение- уменьшением её, причем в обоих случаях изменение энтропии равно количеству переданного тепла Q_0 деленному на абсолютную температуру.

$$\Delta S = \frac{Q_0}{T} - \frac{Q_0}{T_0};$$

Если тепло передается от менее нагретого тела (с тем-рой T_0) к более нагретому (температурой T) , то энтропия первого тела уменьшается на $\frac{Q_0}{T_0}$, а температура второго возрастает на при этом общие изменение энтропии будет отрицательным ($\frac{Q_0}{T} < \frac{Q_0}{T_0}$) , т.е такой процесс сам по себе идти не может.

Количество тепла Q_0 , отнимаемое от охлаждаемого тела , является холодопроизводительностью установки (в Вт). Отношение

холодопроизводительности к затраченной работе характеризует эффективность холодильной машины и называется холодильным коэффициентом.

$$E = \frac{Q_0}{L}$$

холодильный коэффициент, который не следует путать с К.П.Д., обычно бывает больше единицы. Количество тепла g_0 отнимаемого 1 кг хладагента от охлаждаемого тела, называется удельной холодопроизводительностью хладагента, причем

$Q_0 = Gg_0$, где g_0 , - количество циркулирующего в установке хладагента, кг/сек.

Компрессионные холодильные машины.

Простейшей компрессионной холодильной машиной является холодильная машина, в которой холод получается путем расширения сжатого воздуха в детандере, Холодильный коэффициент этой машины очень низкий.

Цикл идеальной компрессионной холодильной машины

Тепло затрачиваемое на испарение хладагента (равно холодопроизводительности 1 кг хладагента), изображается площадью а-4-1-вещества и равно

$G_0 = T_0 \Delta S$, а тепло, отводимое в конденсаторе, изображается площадью в-2-3-а-в и равно $G = T_k \Delta S$. Затраченная работа (работа в компрессоре минус работа, отданная в детандере), согласно уравнению энергетического баланса, составляет:

$$L = g - g_0 = (T_k - T_0) \Delta S = g_0 \frac{T_k - T_0}{T_0}$$

И изображается разностью площадей в-2-3-а-в и а-4-1-в-а, т.е площадью 1-2-3-4-1

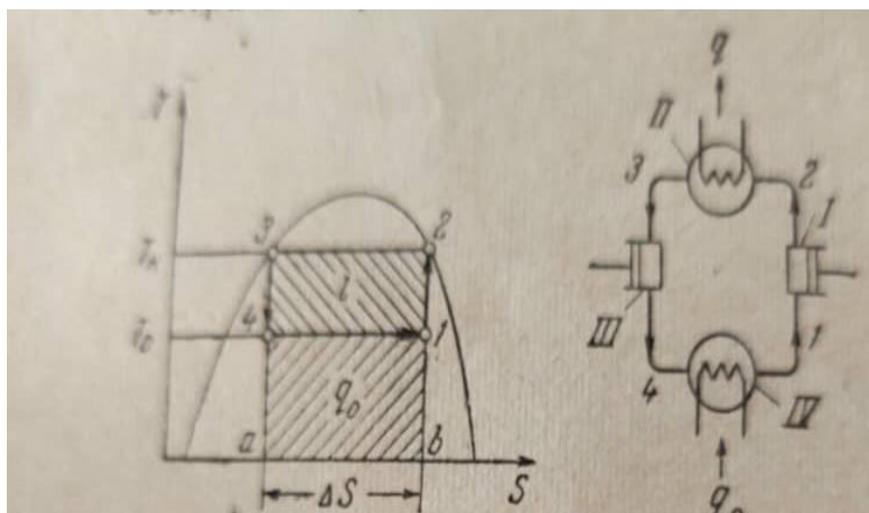


Рис.16-3. Цикл идеальной компрессионной холодильной машины.

I- компрессор ; II- конденсатор ; III- детандер ; IV- испаритель.

Полученное выражение для работы совпадает с уравнением

$$L_{\text{мин}} = Q_0 \left(\frac{T - T_0}{T_0} \right)$$

Холодильный коэф-т идеального цикла равен

$$E_u = \frac{g_0}{\ell} = \frac{T_0}{T - T_0}$$

И не зависит от применяемого хладагента, а опред-ся только абсолютными температурами конденсации (T_k) и испарения (T_0)

Пример

Рассчитать холодильный коэффициент и расход энергии на получение 1000кдж (240 ккал) холода в идеальной компрессионной машине при температуре конденсации $t_k = +35^\circ\text{C}$ температуре испарения $t_0 = -23^\circ\text{C}$

Решение. Абсолютная температура конденсации $T_k = 273 + 35 = 308^\circ\text{K}$, абсолютная температура испарения $T_0 = 273 - 23 = 250^\circ\text{K}$. По формуле

$$E_u = \frac{g_0}{\ell} = \frac{T_0}{T_k - T_0} = \frac{250}{308 - 250} \cong 4,3$$

Расход энергии на получение 1000 кдж холода составляет:

Практически на получения 1000кдж холода расходуется 0,1-0,12 квт.ч (0,4-0,5 квт.ч на 1000ккал) [17,18]

Контрольные вопросы.

1. Почему для получения искусственного холода необходимо затрачивать работу?
2. В чем сущность теоретического холодильного цикла Карно?
3. Какие процессы составляют реальный холодильный цикл?
4. Из каких основных элементов состоят компрессионные холодильные установки и каково назначение каждого из этих элементов.

Лекция №8

Тема: Многоступенчатые холодильные машины.

План: 1. Холодильные агенты

2. Устройство компрессионных холодильных машин

3. Цикл высокого давления. Цикл среднего давления.

4. Цикл низкого давления.

Для получения холода в компрессионных машинах теоретически могут служить пары любого вещества.

Холодильный агент, или, как его чаще называют, **хладагент** - это своеобразная «кровь» холодильной машины. Специальное рабочее вещество, используемое в цикле теплообмена.

Низкая температура кипения позволяет применять хладагент для охлаждения, которое происходит при переходе хладагента из состояния газа в жидкость, в процессе отбирания тепла от объекта, который охлаждают, и последующей отдачи

тепла среде в процессе конденсации. Достигается это явление, благодаря специфическим качествам и термодинамическим свойствам холодильных агентов. Механические устройства, которые используют хладагенты, в нашем случае это холодильные компрессоры и сопутствующее оборудование, должны отвечать определенным критериям. Например, по антикоррозийной стойкости материала, из которого изготовлены устройства, а также важны вопросы токсичности и горючести. [19,20]

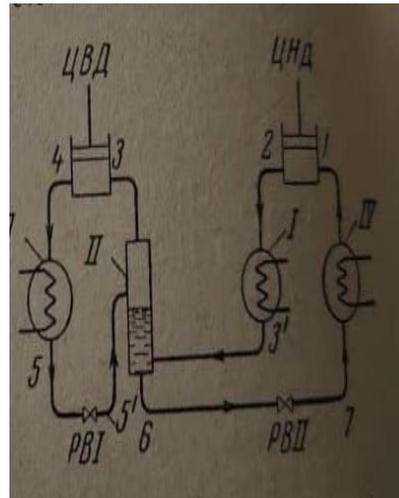
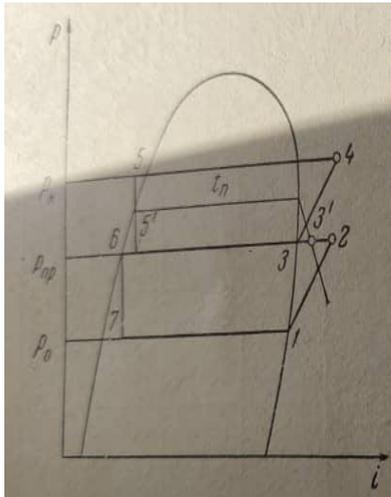
1. При низких температурах испарения или высоких температурах конденсации степень сжатия (отношение P_k / P_0) паров хладагента в компрессоре становится значительной, что приводит к резкому снижению коэффициента подачи. Аммиачные холодильные машины удовлетворительно работают при степени сжатия не выше 8-9. При больших степенях сжатия переходят к двух и трехступенчатым холодильным машинам.

На практике одноступенчатые аммиачные холодильные машины применяют при t_0 свыше -25°C ; при t_0 от -25 до -50°C используют двухступенчатые машины и при t_0 от -50 до -70°C применяют трехступенчатые машины.

На диаграмме линия 1-2 изображает сжатие в цилиндре низкого давления, линия 2-3 –охлаждение паров в холодильнике, а линия 3-3 –охлаждение их в промежуточном сосуде. Точка 3 лежит на пограничной кривой и соответствует сухому насыщенному пару при давлении $P_{пр}$. Линии 3-4, 4-5 и 5-5 изображают соответственно сжатие в цилиндре высокого давления, процесс в конденсаторе и дросселирование в первом регулирующем вентиле. Точка 5 (состояние хладагента после дросселирование) лежит в области влажного пара; в промежуточном сосуде влажный пар разделяется на паровую (состояние характеризуется точкой 3) и жидкую (состояние характеризуется точкой 6) фазы. Линии 6-7 и 7-1 изображают дросселирование во втором регулирующем вентиле и испарения.

Рис.16-4 Цикл двухступенчатой компрессионной холодильной машины. I-холодильник; II-промежуточный сосуд; III-конденсатор; IV-испаритель.

1. Холодильные агенты. устройство компрессионных холодильных машин.



Для получения холода в компрессионных машинах теоретически могут служить пары любого вещества. Однако к хладагентом предъявляются ряд требований, значительно сокращающих возможное их число. [19,20]

Основные требования:

1. Давления испарения P_0 должно быть выше атмосферного или близким к нему, так как легче предотвратить утечку хладагента, чем поднос воздуха; при работе в вакууме абсолютное давление испарения должно быть больше 0,1 ат.
2. Теплота испарения хладагента должна быть возможно больше, а удельный объем его пара возможно меньше, что соответствует наименьшим размерами поршневой холодильной машины.
3. Температура замерзания хладагента должно быть ниже тем-ры испарения;
4. Хладагенты не должны обладать коррозионными свойствами и не должны образовывать со смазочным маслом соединений, нарушающих нормальную смазку машины;
5. Хладагенты не должны оказывать вредного действия на человеческий организм и должен быть безопасными в пожарном отношении.

Наиболее распространенным хладагентом является аммиак, применяемый при температурах испарения вплоть до -65°C . При использовании аммиака требуется сравнительно малый объем цилиндры машины; аммиак доступен и легко обнаруживается при утечке. Недостатками аммиака является ядовитость, воспламеняемость и взрывоопасность в смесях с воздухом; под действием аммиака медь и её сплавы в присутствии влаги подвергаются коррозии.

Двуокись углерода безвредна, при её применении требуется наименьший объем цилиндра машин. Недостатком CO_2 , является рабочее давления конденсации. Вследствие малых габаритов углекислотных машины используется в судовых установках.

Устройство паровых компрессорных холодильных машин

Компрессоры. Основными современными типами поршневых одноступенчатых холодильных компрессоров являются горизонтальные компрессоры двойного действия и вертикальные прямоточные компрессоры простого действия, а также компрессоры двойного действия и вертикальные прямоточные компрессоры простого действия, а также компрессоры с угловым расположением цилиндров. Двухступенчатое сжатие может быть получено соединением отдельных меров. Аммиачные и фреоновые компрессоры (вертикальные и с угловым расположением цилиндров) изготавливаются с холодопроизводительностью (при стандартных условиях) от 8000 до 300 000 ккал/ч. Аммиачные горизонтальные компрессоры изготавливаются холодопроизводительностью 600 000 и 1200 000 ккал/ч

Конденсаторы.

Наиболее распространены элементные конденсаторы (изготавливаются с поверхностью 8,16,20,32,40,60,80,100, и 120 м²), вертикальные кожухотрубные конденсаторы оросительного типа с движением воды по трубам (изготавливаются с поверхностью 50,75 и 100 м²)

Испарители.

Наиболее распространены вертикальнотрубные и горизонтальнотрубные кожухотрубные испарители с движением рассола по трубам. Кожухотрубные испарители отличаются простой, компактностью и закрытой системой циркуляции рассола; их недостатком является возможность замерзания рассола в трубах при остановке насоса. Многоходовые кожухотрубные испарители изготавливают с поверхностью 50,80 и 100 м². [19,20]

Контрольные вопросы.

1. Что представляет собой по физическому смыслу холодильный коэффициент?
2. Зачем перед всасыванием в компрессор проводят перегрев пара холодильного агента?
3. Чем определяется значение требуемого давления сжатия пара рабочего вещества в компрессоре?
4. Какие причины вызывают отличие действительного процесса сжатия пара холодильного от изэнтропного?
5. Зачем проводят переохлаждение с конденсировавшегося пара рабочего вещества?
6. Чем отличается полный холодильный коэффициент от полезного?

Лекция №9

Тема: Теория процессов массопередачи.

План: 1. Общие сведения о массообменных процессах

2. *Способы выражения состава фаз.*
3. *Равновесия между фазами.*

Вопрос 1. Общие сведения о массовых процессах. В химической технике применяют массообменные процессы: абсорбцию, экстракцию: ректификацию, адсорбцию и сушку.

Абсорбция- избирательное поглощение газов или паров жидким поглотителем (абсорбентом). Этот процесс представляет собой *переход вещества из газовой или паровой фазы в жидкую*.

Экстракция- извлечение растворенного в одной жидкости вещества другой жидкостью. Этот процесс представляет собой *переход вещества из одной жидкой фазы в другую*.

Адсорбция- избирательное поглощение газов паров или растворенных в жидкости веществ поверхностью пористого твердого поглотителя (адсорбента), способного поглощать одно или несколько веществ из их смеси. Этот процесс представляет собой *переход вещества из газовой, паровой или жидкой фаз в пористый твердый материал*.

Ректификация-разделение жидкой смеси на компоненты путем противоточного взаимодействия потоков пара и жидкости. Этот процесс включает *переходы вещества из жидкой фазы в паровую и из паровой в жидкую*.

Сушка- удаление влаги из твердых влажных материалов путем её испарения. Этот процесс представляет собой *переход влаги из твердого влажного материала в паровую или газовую фазу*.

Скорость перечисленных процессов определяется скоростью перехода вещества из одной фазы в другую (скоростью массопередачи). В большинстве процессов массопередачи участвуют три вещества:

- 1) распределяющие вещества, составляющее 1-ю фазу;
- 2) распределяющее вещество, составляющее из одной фазы в другую.
- 3) Распределяемое вещество, переходящее из одной фазы в другую.

Распределяющие вещества не участвуют в процессе массопередачи, а являются носителями распределяемого вещества. Массообменные процессы обратимы т.е. распределяемое вещество может переходить из одной фазы в другую в зависимости от концентрации этого вещества в зависимости от концентрации этого вещества в обеих фазах и условий равновесия. [7,8]

Вопрос 2. Способы выражения состава фаз

Весовой и молярный состав.

В технике состав выражают обычно в весовых долях (или весовых процентах) т.е. в виде отношения массы компонента в данной фазе к массе всей фазы. Если масса фазы G , а масса содержащихся в ней компонентов A, B, C, \dots составляют соответственно $G_A, G_B, G_C \dots$ весовые доли компонентов будут :

$$a_A = \frac{G_A}{G}; a_B = \frac{G_B}{G}; a_C = \frac{G_C}{G} \dots$$

Причем $a_A + a_B + a_C + \dots = 1(1)$

Во многих случаях состав выражают в молярных долях, т.е. в виде отношение числа киломолей компонента в данной фазе к общему числу киломолей в этой фазе. Если всего в фазе содержится n килоль, а число киломолей компонентов А,В,С..., составляет n_A, n_B, n_C, \dots , то молярные доли компонентов будут:

$$X_A = \frac{n_A}{n}; X_B = \frac{n_B}{n}; X_C = \frac{n_C}{n} \dots$$

Причем $X_A + X_B + X_C + \dots = 1$ (2)

По формуле (2) находим молярный состав смеси::

$$X_A = \frac{\frac{a_A}{M_A}}{\sum \frac{a}{M}}; X_B = \frac{\frac{a_B}{M_B}}{\sum \frac{a}{M}}; X_C = \frac{\frac{a_C}{M_C}}{\sum \frac{a}{M}} \dots$$

Или в общем виде для R-го компонента:

$$X_R = \frac{\frac{a_R}{M_R}}{\sum \frac{a}{M}} \quad (3)$$

По ф-ле (1) находим весовой состав смеси:

$$a_A = \frac{M_A X_A}{\sum Mx}; a_B = \frac{M_B X_B}{\sum Mx}; a_C = \frac{M_C X_C}{\sum Mx} \dots$$

Или в общем виде для R-го компонента:

$$a_R = \frac{M_R X_R}{\sum Mx} \quad (4)$$

Знаменатель этой формулы, представляющий собой массу 1 кмоль смеси, наз-ся средней молекулярной массой смеси:

$$M_{cp} = M_A X_A + M_B X_B + M_C X_C + \dots = \sum Mx \quad (5)$$

Пусть весовая и молярная доли этого компонента a и x , тогда весовая и молярная доли другого компонента $(1-a)$ и $(1-x)$.

Формулы (3) и(4) примут в этом случае следующий вид:

$$X = \frac{\frac{a}{M_1}}{\frac{a}{M_1} + \frac{1-a}{M_2}} \quad (6)$$

$$a = \frac{M_1 x}{M_1 x + M_2 (1-x)} \quad (7)$$

Рассмотрим пример:

Определить молярный состав и среднюю молекулярную массу смеси бензола и толуола, содержащей 30 вес% бензола.

Молекулярная массы компонентов: $M_1=78$ (бензола) и $M_2=92$ (толуола)
 По формуле (6) находим молекулярную долю бензола в смеси (при $a=0,3$)

$$X = \frac{\frac{0,3}{78}}{\frac{0,3}{78} + \frac{1-0,3}{92}} = 0,336$$

Молярная доля толуола $(1-x)=0,664$. Эту же величину можно найти и по формуле (G), подставляя в ней весовую долю толуола $a=0,7$; при этом $M_1=92$ и $M_2=78$.

Средняя молекулярная масса смеси по формуле (5)

$$M_{cp}=78 \cdot 0,336 + 92 \cdot 0,664 = 87,2$$

Вопрос 3. Равновесие между фазами. Подобно тому как передача тепла протекает лишь при отклонении от состояния равновесия, т.е. при наличии разности температур между теплоносителями, так и переход вещества из одной фазы в другую происходит при отсутствии равновесия между фазами.

Пусть имеются две фазы G и L, причем распределяемое вещество вначале находится только в первой фазе G и имеют концентрацию Y. Если привести фазы в соприкосновение, то распределяемое вещество начнет переходить в фазу L. С момента появления распределяемого вещества в фазе L начнется и обратный переход его в фазу G.

Скорость обратного перехода будет увеличиваться по мере повышения концентрации распределяемого вещества в фазе L. В некоторый момент скорости перехода вещества из фазы G в фазу L и обратно станут одинаковыми. При этом установится *состояние равновесия* между фазами, при котором явного перехода вещества из одной фазы в другую происходить не будет.

В состоянии равновесия существует определенная зависимость между концентрациями распределяемого вещества в обеих фазах – любой концентрации X этого вещества в фазе L соответствует равновесная концентрация его Y^* в фазе G:

$$Y^* = f(X) \quad (1)$$

Условие равновесия, выраженное уравнение (1), позволяет определить направление процесса. Если рабочая концентрация Y распределяемого вещества в фазе G больше равновесной ($Y > Y^*$), вещество будет переходить из фазы G в фазу L. Если же $Y < Y^*$, вещество переходит из фазы L в фазу G.

Равновесие между фазами можно представить графически на Y-X-диаграмме (рис.19). На этой диаграмме по оси ординат – его концентрация Y в фазе G. [9,18]

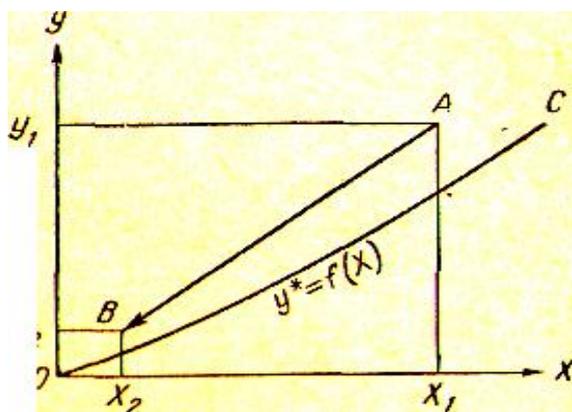


Рис.19. Диаграмма Y-X: ОС- линия равновесия; АВ –рабочая линия.

Кривая ОС, изображающая зависимость равновесной концентрации Y^* от X, называется **линией равновесия.**

Контрольные вопросы.

1. В чем заключается массообменные процессы: абсорбция, экстракция, ректификация, адсорбция и сушка?
2. Как определяют весовой и молярный состав?
3. Что понимают под парциальным давлением компонента?
4. **Пример:** Найти относительный весовой рассмотренной в предыдущем примере смесь CO_2 -15% объём. Объемная концентрация CO_2 при 25 °С и давлении $P=19,6$ бар (20 ат)
5. **Пример:** Определить весовой состав смеси содержащий 20 мол % этана, 35 мол % пропана 15 мол % изобутана.
Знаменатель этой формулы, представляющий собой массу 1 кмоль смеси средней молекулярной массой смеси.
6. В чем выражается состав фаз?
7. Что называем средней молекулярной массы смеси?
8. Как определяют относительный весовой состав?

Лекция №10

Тема: Абсорбция. Абсорбционные установки.

План : 1.Общие сведения.

2. Схемы абсорбционные установок.

3. Расчет насадочных абсорберов.

4. Расчет барботажных абсорберов.

Вопрос1.Общие сведения

Абсорбцией называется процесс поглощения газа или пара жидким поглотителем(абсорбентом). Обратный процесс выделение поглощенного газа из поглотителя- называется десорбцией.

В промышленности абсорбция с последующей десорбцией широко применяется для выделения из газовых смесей ценных компонентов (например, для извлечения из коксового газа аммиака, бензола и др.), для очистки технологических и горючих газов от вредных примесей (например, при очистке их от сероводорода), для санитарной очистки газов (например, отходящих газов от сернистого ангидрида) и т.д.

В некоторых случаях десорбцию не проводят, если извлекаемый компонент и поглотитель является дешевым или отбросными продуктами или если в результате абсорбции получается готовый продукт (например, соляная кислота при абсорбции хлористого водорода водой).

Десорбция или отгонка, т.е. выделение растворенного газа из раствора, проводят одним из следующих способов: 1) в токе инертного газа, 2) выпариванием раствора, 3) в вакууме. Применяется также комбинирование этих способов.

Отгонка в токе инертного газа (собственно десорбция) является процессом, обратным абсорбции. При соприкосновении раствора с инертным газом растворенный газ переходит в газовую фазу, так как парциальное давление газа над раствором выше, чем в газовой смеси. Процесс ведут в насадочных или барботажных колоннах, раствор подается в колонну сверху, инертный газ снизу; из нижней части колонны отводится регенированный раствор, из верхней из раствора в смеси с инертным газом.

В качестве инертного газа применяют большей частью воздух. При этом выделенный из раствора газообразный компонент получается не в чистом виде, а в виде смеси с воздухом. Поэтому данный способ отгонки применяется в тех случаях, когда извлеченный из газов компонент (например, вредная примесь) не используется или может быть использован при невысокой концентрации.

При десорбции нерастворимых в воде газов в качестве инертного газа применяют водяной пар. Смесь выделенного компонента с водяным паром по выходе из колонны направляется в конденсатор, в котором водяной пар конденсируется, а выделенный компонент получается в чистом виде. Если компонент имеет достаточно высокую температуру кипения (например, бензол), он конденсируется вместе с водяным паром и отделение его от воды производится путем отстаивания. [8,18]

Вопрос 2. Схема абсорбционных установок.

1) Схема с рециркуляцией поглотителя показана на рисунке 23.

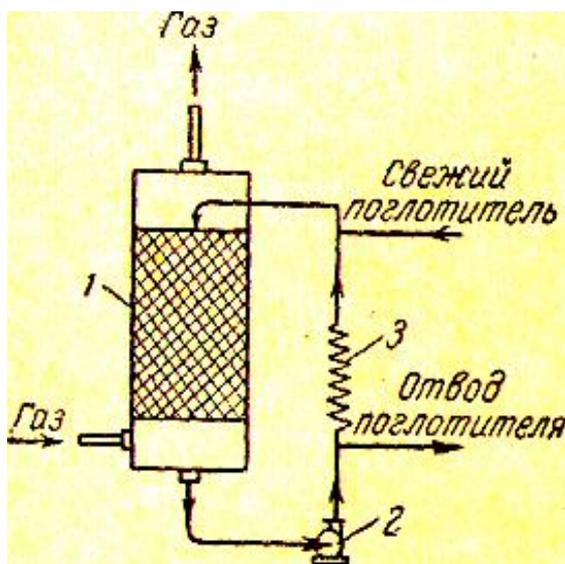


Рис.23. Схема абсорбционной установки с рециркуляцией поглотителя:

1-абсорбер; 2-насос; 3-холодильник.

Вытекающая из абсорбера 1 жидкость насосом 2 через холодильник 3 снова подается в абсорбер. Часть вытекающей из абсорбера жидкости отводится из системы, а взамен подается соответствующее количество свежего поглотителя.

При рециркуляции свежий поглотитель смешивается с поглотителем, уже насыщенным извлекаемым компонентом; таким образом, содержание этого

компонента в поступающей на абсорбер жидкости больше, чем при отсутствии рециркуляции. В связи с этим уменьшается движущая сила процесса массопередачи и ухудшается извлечение компонента из газовой смеси.

Несмотря на отмеченные недостатки, абсорбция с рециркуляцией поглотителя находит применение благодаря тому, что в этом процессе удается повысить плотность орошения и осуществить отвод тепла в выносном холодильнике. . [8,18]

2) Схема с последовательным соединением абсорберов показана на рис.23-1 и 23-2.

В схеме, представленные абсорберы соединены друг с другом противотоком; передача жидкости из одного абсорбера в другой производится насосами (3). Тепло отводится в холодильниках 4, установленных на жидкостных линиях абсорберами (промежуточное охлаждение). Абсорбция, проводимая по такой схеме, соответствует поглощению газа в одном абсорбере, высота которого больше высоты каждого абсорбера во столько раз, сколько абсорберов соединено последовательно.

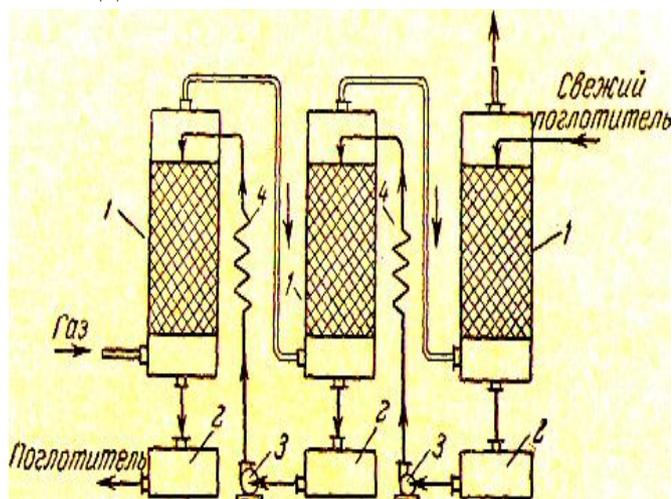


Рис.23-1.Схема абсорбционной установки с последовательным соединением абсорберов:
1-абсорбер; 2-сборник; 3-насос; 4-холодильник.

На рисунке 23-1 показана схема последовательного соединения абсорберов при рециркуляции поглотителя в системе каждого абсорбера. В данном случае основное назначение рециркуляции – увеличение плотности орошения. Абсорбционная установка в этой схеме сочетается с десорбционной. Насыщенный компонентом поглотитель из абсорбционной установки подается через теплообменник 5 в отгонную колонну 6. В теплообменнике поступающая на десорбцию жидкость подогревается регенерированным (освобожденным от компонента) поглотителем, вытекающим из отгонной колонны. Регенерированный поглотитель, пройдя теплообменник, охлаждается в холодильнике 4 и далее возвращается в абсорбционную установку.

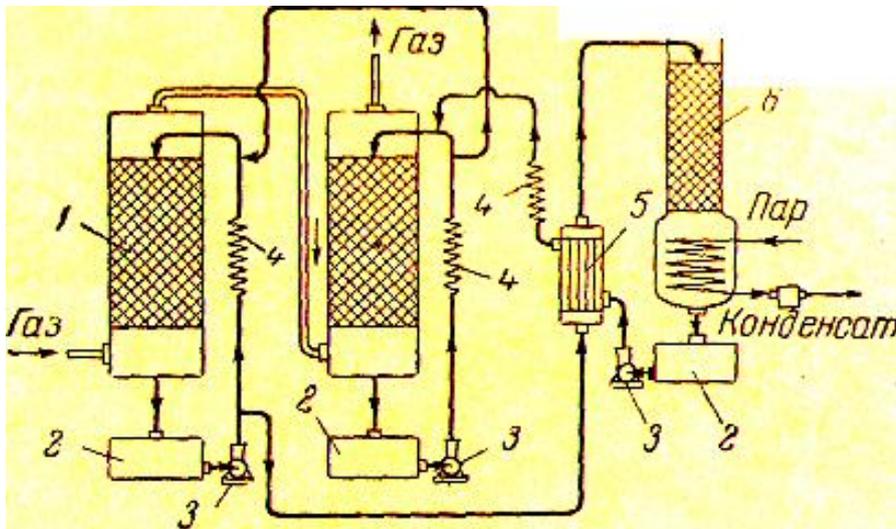


Рис.23-2 Схема абсорбционно-десорбционной установки с рециркуляцией поглотителя в каждом абсорбере:
 1-абсорбер; 2-сборник; 3-насос; 4-холодильник; 5-теплообменник; 6-отгонная колонна.

Вопрос 2. Расчет насадочных абсорберов.

Гидродинамика насадочных абсорберов.

Движение газа и орошающей жидкости через слой насадки газа (Re_r) и для жидкости ($Re_{ж}$). Гидравлическое сопротивление сухой насадки определяется по формуле

$$\Delta P = \frac{\lambda H f \rho \omega^2}{8E^3} \text{ н/м}^2$$

Причем коэффициенты сопротивления λ имеет следующие значения:

При ламинарном движении ($Re_r < 40$) $\lambda = \frac{140}{Re_r}$

При турбулентном движении ($Re_r > 40$) $\lambda = \frac{16}{Re_r^{0,2}}$

Для правильно уложенных насадок $\lambda = \frac{a}{Re_r^{0,375}}$

Причем для кольцевой насадки $a=9,2$ для хордовой насадки

$$a = 3,12 + 17 \frac{d_{экв}}{h} \left(\frac{t}{t+s} \right)^{1,37}$$

Где $d_{экв}$ - экв-й диаметр насадки, м

h -высота насадки в одном ряду, м

t - расстояние между досками в свету, м

s - толщина доски, м

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки, через которую движется газ или пар, значительно больше сопротивления сухой насадки. Это объясняется тем, что некоторое количество жидкости задерживается в насадке вследствие смачивания ее поверхности и скопления в узких криволинейных каналах, образуемых соприкасающимися насадочными телами. Количество жидкости, задерживающееся в единице объема насадки, характеризует так называемую

удерживающую способность насадки. Если жидкость задерживается в насадке, свободный объем насадки уменьшается, что приводит к увеличению скорости газа, пропорционально квадрату которой возрастает сопротивление насадки.

Определение основных размеров насадочных абсорберов. Диаметр колонны определяется по принятой фиктивной скорости газа и проверяется по плотности орошения. Для достижения максимальной эффективности процесса целесообразно скорость газа принимать равной или близкой скорости w_0^I , соответствующей началу подвисания. Обычно принимают рабочую фиктивную скорость газа $w_0 = (0,85 \div 0,95) w_0^I$ м/сек.

В тех случаях, когда необходимо малое гидравлическое сопротивление, принимают более низкую скорость газа.

По принятому значению w_0 находят площадь сечения колонны:

$$S = V_r / 3600 w_0 \text{ м}^2$$

Где V_r – расход проходящего через колонну газа, $\text{м}^3 / \text{ч}$

Далее определяют плотность орошения:

$$U = V_{ж} / S \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{ч}$$

$V_{ж}$ – расход орошающей колонну жидкости, $\text{м}^3 / \text{ч}$

Если плотность орошения мала по сравнению с $U_{\text{опт}}$, коэффициент ψ имеет низкое значение, т.е. насадка будет недостаточно смочена и использована неполностью. В этом случае следует применять насадку с меньшей удельной поверхностью, чтобы снизить $U_{\text{опт}}$.

Высадка насадки определяется по уравнению $H = nh$

Вопрос 3. Расчет барботажных абсорберов

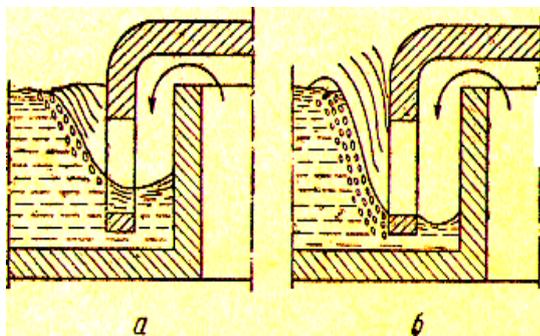
Гидродинамика барботажных абсорберов.

При барботаже часть газа вследствие трения расплывается в жидкости, образуя пену, а часть жидкости увлекается газом в виде брызг. При этом пространство над слоем жидкости на тарелке заполняется пеной и брызгами, которые и создают развитую поверхность соприкосновения фаз. Интенсивность пены и брызгообразования зависит в основном от скорости газа.

В зависимости от скорости газа различают следующие режимы работы барботажных тарелок:

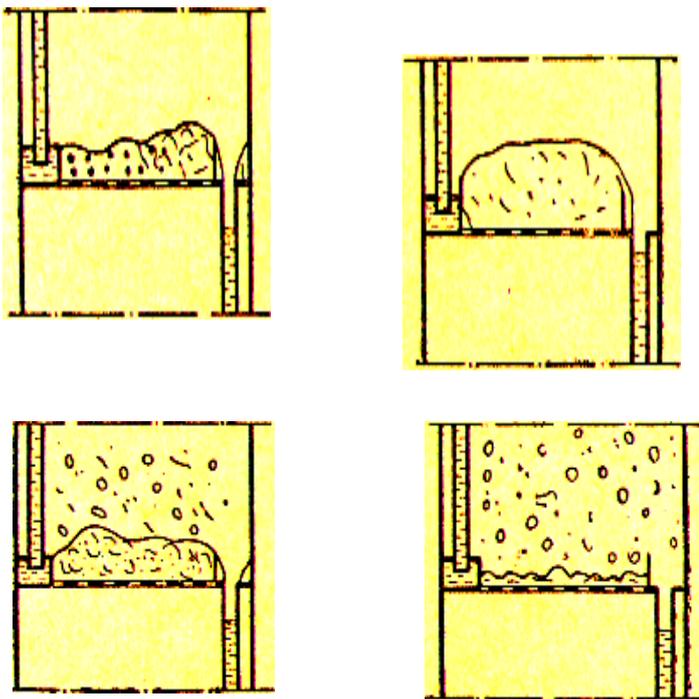
1.) *Режим неравномерной работы*, наблюдаемый при скорости газа в свободном сечении колонны (между тарелками) $w < 0,5-0,6$ м/сек. В колпачковых тарелках прорези колпачков при такой скорости газа жидкость «проваливается» через отверстия, и газ проходит только через отверстия, и газ проходит только через часть отверстий. При повышении скорости газа «провал» жидкости постепенно

прекращается, но тарелка продолжает работать в неравномерном режиме.



*Рис.23-3.Режимы барботаж на колпачковых тарелках:
 А)неравномерный при недостаточной скорости газа; б) равномерный при оптимальной скорости газа.*

2) *Режим равномерный работы* наступает при дальнейшем увеличении скорости газа. В колпачковых тарелках наступление этого режима соответствует полному открытию прорезей (21-4, рис а), на ситчатых тарелках- прохождению газа через все отверстия (21-4, б). При режимах неравномерной и равномерной работы на тарелках образуется пена ячеистой структуры.



**Рис.23-4. Режимы борбатажа на ситчатых тарелках:
 а) неравномерный; б) равномерный; в) режим газовых струй
 и брызг (факельный); г) унос жидкости.**

3) *Режим газовых струй и брызг* наблюдается при $w > 0,9-1,1$ м/сек. В этом случае газ движется через жидкость в виде струй (факелов) λ в выходят на поверхность пены , причем пена разрушается. В результате над пеной появляется большое количество брызг (рис.21-4, в) . При ещё большей скорости газа его потоки начинают подбрасывать жидкость на большую высоту (21-4, г) , что вызывает унос жидкости на выше лежащую тарелку. . [8,18]

Контрольные вопросы.

1. От чего зависит равновесие процесса абсорбции? Каким законом описывается равновесие?

2. Почему в абсорбционных колонных всегда приходит противоточное движение фаз?
3. Как точно определить среднее давление в абсорбере по прибором, имеющимся на установке?
4. Напишите уравнение коэффициента массопередачи?
5. По какой формуле можно определить скорость воздуха (на полное сечение абсорбера)?
6. Какие две фазы участвуют в абсорбционных процессах.
7. **Пример:** Определить сопротивление ситчатой тарелки при следующих условиях: диаметр отверстия равно 0,002 м, живое сечение отверстий 0,08, высота отверстия 0,025 м, плотность жидкости 925 кг/м³, плотность газа в свободном сечении 0,94 м/сек, высота уровня жидкости над сливным порогом 0,02 м.
8. При какой скорости наблюдается режим газовых струй и брызг

Лекция №11

Тема: Экстракция

План: 1. Общие сведения

2. Устройство экстракторов

3. Схемы экстракторов

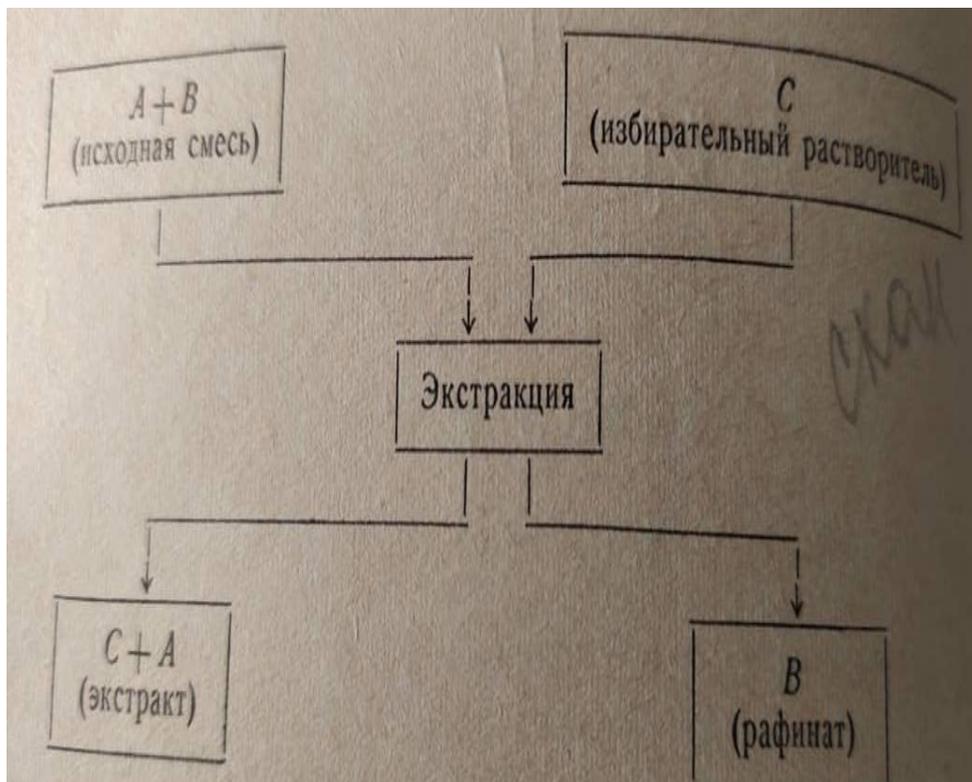
Вопрос 1.

Экстракцией называют процессы разделение жидких смесей и извлечения компонентов из твердых веществ при помощи жидкого растворителя (экстрагента), избирательно растворяющего только извлекаемые компоненты. Экстракция из твердого вещества применяется для извлечения масла из семян, канифоли, скипидара и других продуктов из древесины, и.т.д. В химической технологии процессы экстракции в системе твердое вещество – жидкость мало распространены.

Исходная жидкая смесь обрабатывается экстрагентом, которой не растворим или мало растворим в исходной смеси. В результате взаимодействие экстрагента с исходным раствором образуется: **Экстракт**- раствор извлеченных из исходной смеси компонентов в экстрагенте и **рафинат**- жидкая смесь, обедненная извлекаемыми компонентами и обычно содержащая некоторое количество экстрагента.

Разделение жидкой смеси методом экстракции складывается из следующих процессов:

- 1.) Смешение исходной смеси с экстрагентом для создания между ними тесного контакта;
- 2.) Разделение двух несмешивающихся жидких фаз (экстракта и рафината);
- 3.) Регенерация экстрагента, т.е. удаление его из экстракта и рафината.



Принципиальная схема процесса экстракции: (без регенерации экстрагента):

Физические основы процесса экстракции

Если экстрагент частично растворим в исходном растворителе, то экстракт и рафинат представляют собой взаимно насыщенные растворы, состоящие из трех компонентов. Такие системы называются *тройными*. Кроме экстрагента и извлеченного компонента (распределяемого вещества), экстракт содержит также некоторое количество исходного растворителя. Рафинат состоит из исходного растворителя и необходимых количеств распределяемого вещества и экстрагента. . [9,18]

Вопрос 2. Устройство экстракторов.

По характеру изменения состава жидких фаз экстракционные аппараты можно разделить на две группы:

- 1) *дифференциально- контактные экстракторы*, в которых характер изменения состава фаз близок к непрерывному;
- 2) *Ступенчатые экстракторы*, в которых изменения составы фаз происходит скачкообразно (ступенчато), в каждой ступени осуществляется смешение и разделения (сепарация) фаз.

Экстракторы обеих групп могут быть классифицированы по двум признакам:

а) *по способу контакта* между сплошной фазой, заполняющей аппарат, и дисперсной фазой, распределяемой в виде капель в сплошной фазе. Контакт между фазами возможен за счет собственной энергии потоков фаз , либо за счет собственной энергии извне (механические экстракторы);

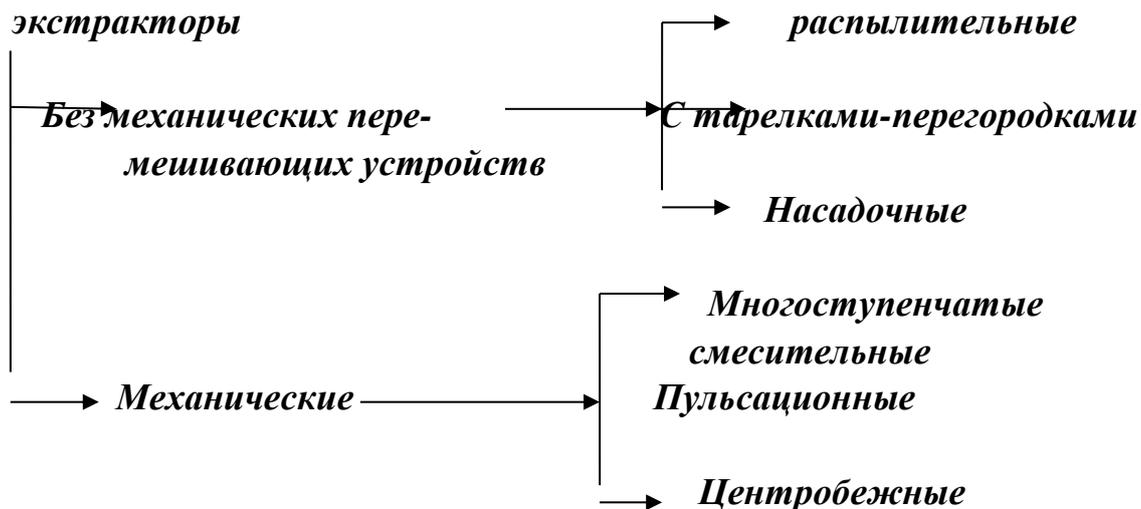
б) По виду сепарации фаз, которая может происходить вследствие разности плотностей фаз (гравитационная сепарация) либо под действием центробежных сил (центробежная сепарация).

Экстракторы, в которых смешение и сепарация фаз происходят в поле центробежных сил, называется **центробежными**.

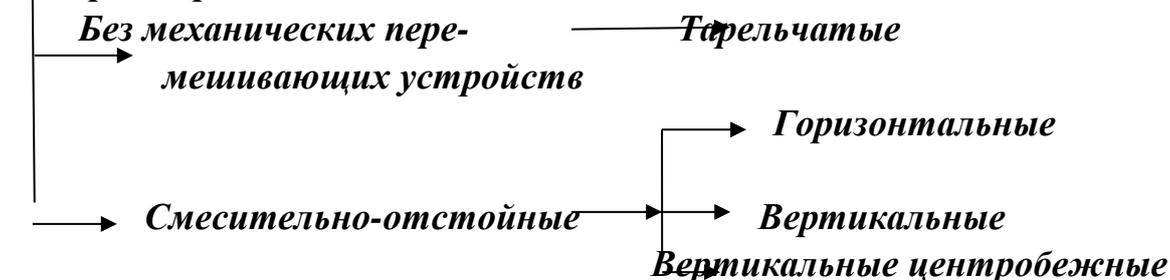
Классификация экстракционных аппаратов

Дифференциально

Контактные экстракторы



Ступенчатые экстракторы



В этой классификации не отражены разновидности горизонтальных смесительно-отстойных экстракторов, различных по конструкции перемешивающих устройств и по взаимному направлению движения фаз после отстаивания (прямоток или противоток).

Промышленные экстракторы являются преимущественно аппаратами непрерывного действия. Лишь при лабораторных работах (а иногда в производствах небольшого масштаба) используют экстракторы периодического действия.

Виды экстракции

1) *Распылительные экстракторы.*

Распылительный экстрактор представляет собой полую колонну, заполненную одной из жидкостей- сплошной (дисперсионной) фазой (на рис. 24 показан экстрактор, в котором сплошной фазой является тяжелая жидкость.

На определенном уровне капли дисперсной фазы сливаются и образуют слой отделенный от сплошной фазы поверхностью раздела. Уровень этой поверхности поддерживают на нужной высоте (вверху, внизу или посередине колонны), устанавливая нижнюю отводную трубку (на рис не показана) или регулируя степень открытия установленного на ней вентиля. Сверху и снизу экстракционная колонна расширена, что способствует лучшему отстаиванию фаз.

Распылительные колонны обладают высокой производительностью, но мало эффективны, что объясняется укреплением капель дисперсной фазы и обратных перемешиванием , при возникновении которого капли дисперсной фазы увлекаются частицами сплошной фазы (или наоборот) , в результате в колонне создаются местные циркуляционные токи, нарушающие противоток фаз.

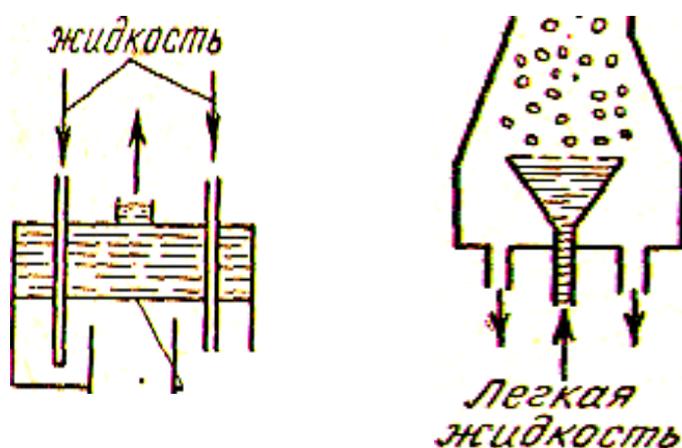


Рис.24.Распылительный экстрактор.

Колонные экстракторы с тарелками – перегородками.

В таких колоннах для уменьшения обратного перемешивания и для турбулизации потоков фаз установлены перегородки в виде чередующихся друг с другом плоских дисков (или тарелок) и колец. Расстояние между перегородками 75- 150 мм и более. . [9,18]

Контакт между фазами осуществляется при обтекании перегородок дисперсной фазой в виде тонкой пленки (при коалесценции капель) и при движении капель дисперсной фазы в пространстве между перегородками.

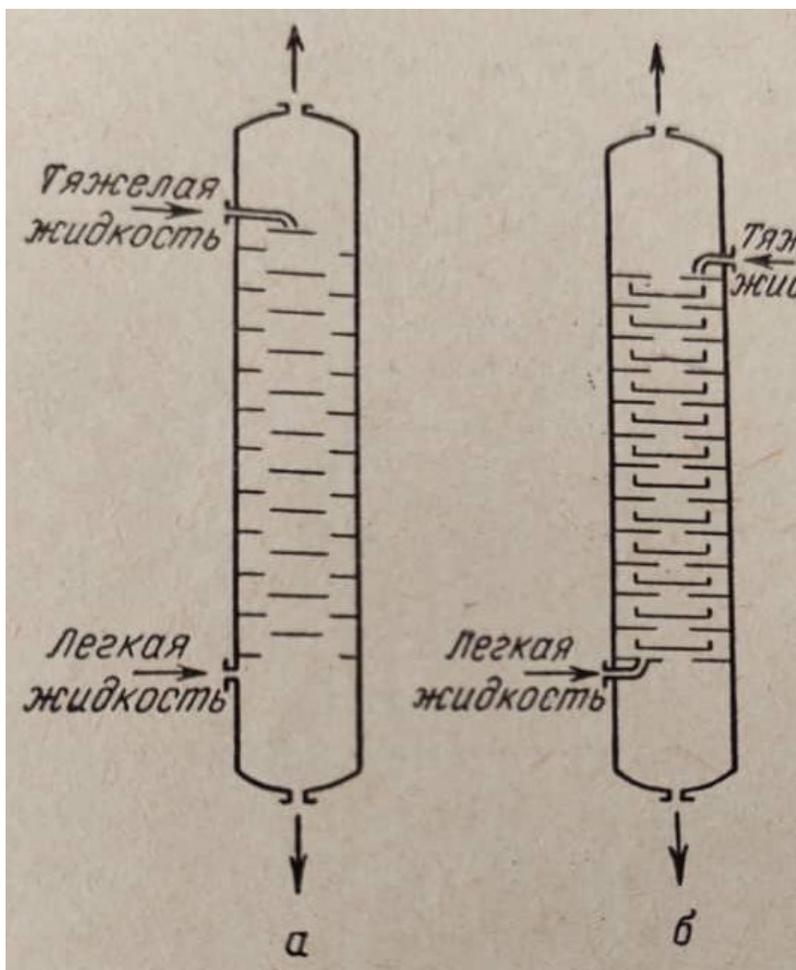


Рис.24. Колонные экстракторы с тарелками-перегородками:

- а) перегородки в виде дисков и колец;
- б) перегородки в виде тарелок и колец.

Эффективность таких колонн низка (число единиц переноса на тарелку 0,05-0,1), но может быть повешена при уменьшении расстояния между тарелками.

Насадочные экстракторы. Насадочные экстракторы не отличаются по устройству от насадочных абсорберов.

Насадка, беспорядочно засыпанная на опорную решетку,

выполняет роль перегородок: она способствует многократному дроблению и слиянию капель дисперсной фазы и сводит к минимуму обратное перемешивание.

В насадочных экстракторах насадку располагают в виде слоев, помещенных на опорные решетки; расстояние между решетками 0,9-1,8 м.

По простоте устройства насадочные экстракторы приближаются к распылительным, но предельная производительность их ниже, так как некоторая часть сечения колонны занята насадкой. Эффективность разделения в насадочных экстракторах не высокая.

Многоступенчатые смесительные экстракторы. Наиболее распространенным аппаратом этого типа является роторно-дискковой экстрактор (рис.18-5). По оси колонны вращается ротор-вал, на который насажены плоские диски 2, перемешивающие жидкость. Колонны делятся на секции кольцевыми перегородками 3, укрепленными на стенках аппарата, причем диски находятся на середине высоты каждой секции. Движущиеся противотоком жидкие фазы смешиваются в каждой секции и вне которой степени разделяются при обтекании неподвижных кольцевых перегородок, ограничивающих секции.

Производительность и эффективность описанных экстракторов зависят от числа оборотов ротора, соотношения размеров дисков и кольцевых перегородок и расстояния между ними, а также, как и в других экстракторах, от соотношения расходов фаз.

Достоинством роторно-дисковых экстракторов является сочетание довольно значительной производительности с высокой интенсивностью процесса массопередачи.

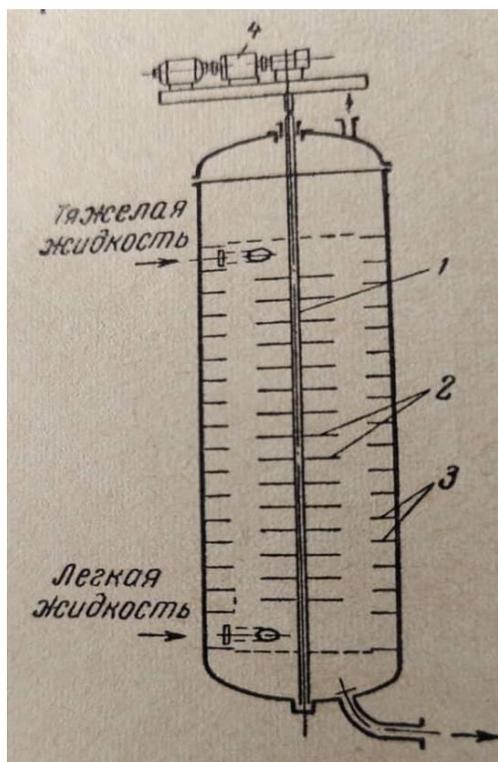


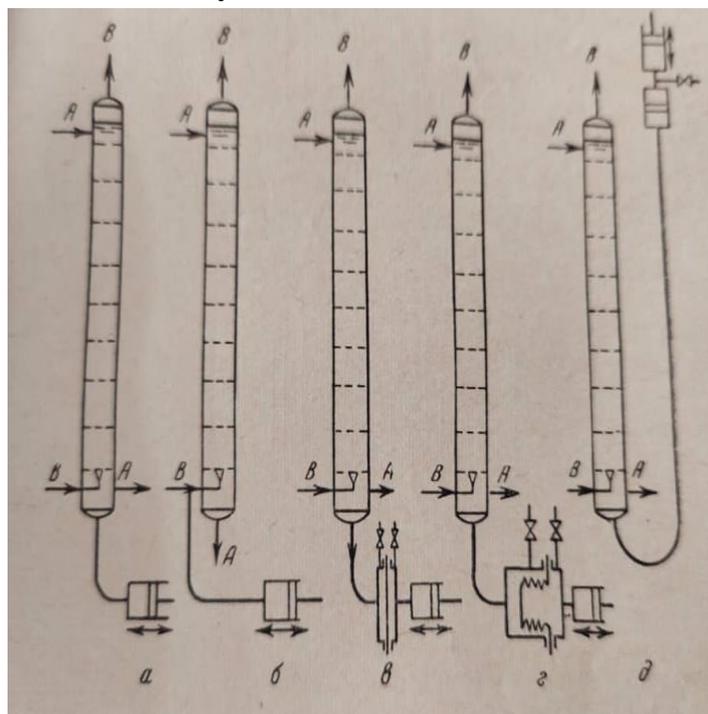
Рис.25. Роторно-дисковой экстрактор: 1-вал; 2-плоские диски; 3-кольцевые перегородки; 4-привод.

Разновидностью аппаратов этого типа является колонный экстрактор, в котором вместо плоских дисков установлены открытые турбинные мешалки.

Пульсационные экстракторы. Пульсационный экстрактор (рис.18-6) представляет собой колонну с ситчатыми тарелками без патрубков для перетока сплошной фазы. В колонне при помощи специального механизма (пульсатора) жидкости сообщаются пульсации – колебания небольшой амплитуды (10-25 мм) и определенной частоты. В качестве пульсатора чаще всего используют бесклапанный поршневой насос, присоединяемый к днищу колонны (рис.18-6, а) или к линии подачи легкой жидкости (рис.18-6,б).

При сообщении жидкости пульсацией происходит многократное тонкое диспергирование одной из фаз, что обуславливает интенсивную массопередачу. Помимо ситчатых экстракторов, применяются также насадочные и пульсационные колонны. . [9,18]

Эффективный способ интенсификации процесса экстракции путем сообщения жидкости пульсаций может быть использован также в экстракционных аппаратах



других типов.

Рис.26. Пульсационные ситчатые экстракторы (А-тяжелая жидкость, В-легкая жидкость):

а-пульсатор присоединен к днищу колонны; б- пульсатор присоединен к трубопроводу для подачи легкой жидкости; в-пульсации передаются через мембрану; г- пульсации передаются через сифон; д-пульсации передаются через буферный слой воздуха (воздушную подушку).

Для надежного отделения механизма пульсатора от рабочей среды при обработке химически агрессивных и радиоактивных веществ применяют мембрану (рис.18-б,в), сильфон (рис.18-б,г) или пневматическое устройство (рис.18-б,д). В последнем случае между поршнем пульсатора и колонной помещают буферный слой воздуха. Который попеременно расширяется и сжимается, сообщая колебания жидкости в колонне.

Вопрос 3. Схемы экстракционных установок.

1) Одноступенчатая экстракция.

Принципиальная схема простейшего одноступенчатого процесса экстракции показана на рис.18-11. Фазы смешиваются при помощи мешалки (или другим способом) в смесителе 1, после чего разделяются в сепараторе 2, из которого отводят экстракт и рафинат. Далее экстракт и рафинат поступает на последующую переработку, например в ректификационные колонны для удаления экстрагента. Регенерированный экстрагент поступает в смеситель вместе со свежим экстрагентом (регенерация экстрагента для упрощения на схеме не показана).

Одноступенчатая экстракция может производиться периодически или непрерывно.

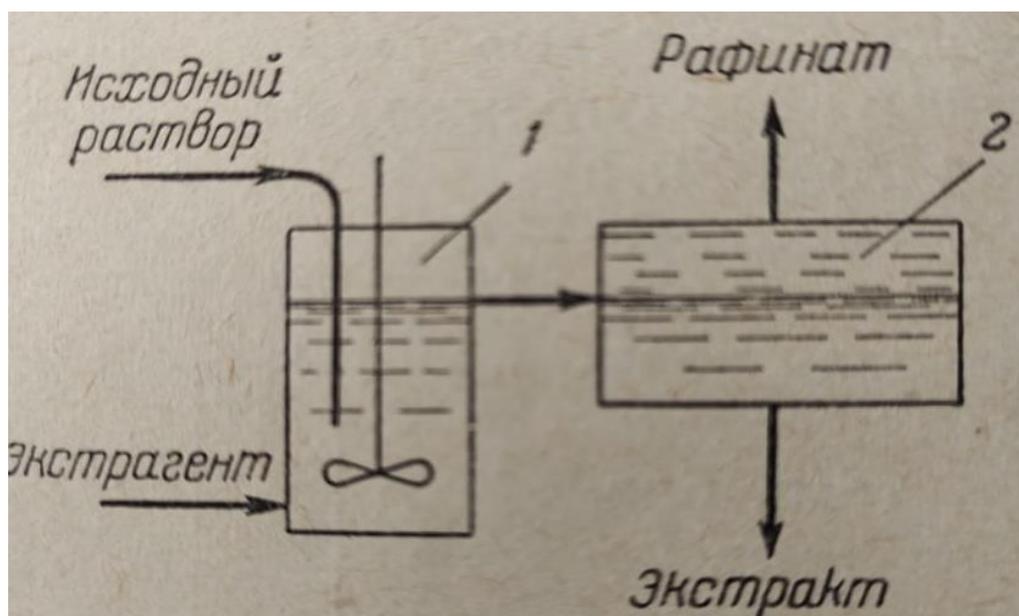


Рис.27. Схема одноступенчатой экстракции: 1-смеситель; 2-сепаратор.

Составы получаемых экстракта и рафината равновесны друг другу и сравнительно мало отличаются по содержанию распределяемого компонента. Поэтому путем одноступенчатой экстракции не достигается достаточно полного извлечения экстрагируемого вещества. Значительно большая степень извлечения возможна при использовании многоступенчатой экстракции, которая наиболее широко распространена в технике.

2) Многоступенчатая экстракция

Процессы многоступенчатой экстракции проводят только непрерывным способом. При многоступенчатой экстракции рафинат, получаемый в одной ступени, смешивается в следующей ступени со своим экстрагентом. Таким образом, в

каждую ступень вводится свежий экстрагент, а из неё отводится экстракт. При достаточном числе ступеней экстракции достигается высокая степень очистки конечного рафината, который удаляется из последней ступени.

Недостатком этого способа экстракции является весьма большой расход экстрагента и соответственно низкая средняя концентрация экстракта, который представляет собой смесь жидкостей с постепенно убывающей концентрацией извлекаемого вещества. Это затрудняет и удорожает регенерацию экстрагента.

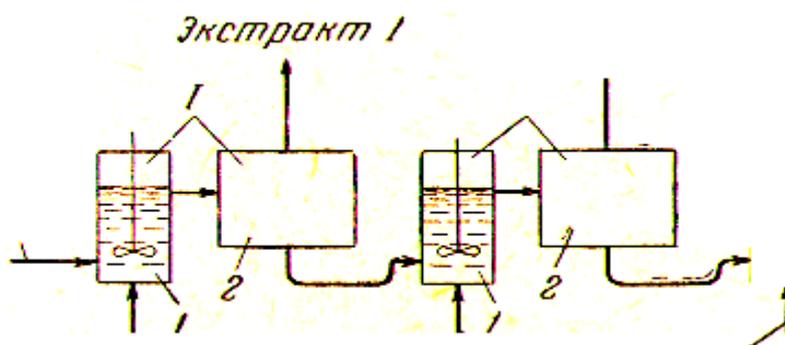


Рис.28. Схема многоступенчатой экстракции:

I,II,III-аппараты первой, второй и третьей ступени; 1-смеситель; 2-отстойник.

Высокая степень извлечения экстрагируемого вещества при относительно малом расходе экстрагента достигается в наиболее распространенном процессе противоточной многоступенчатой экстракции.

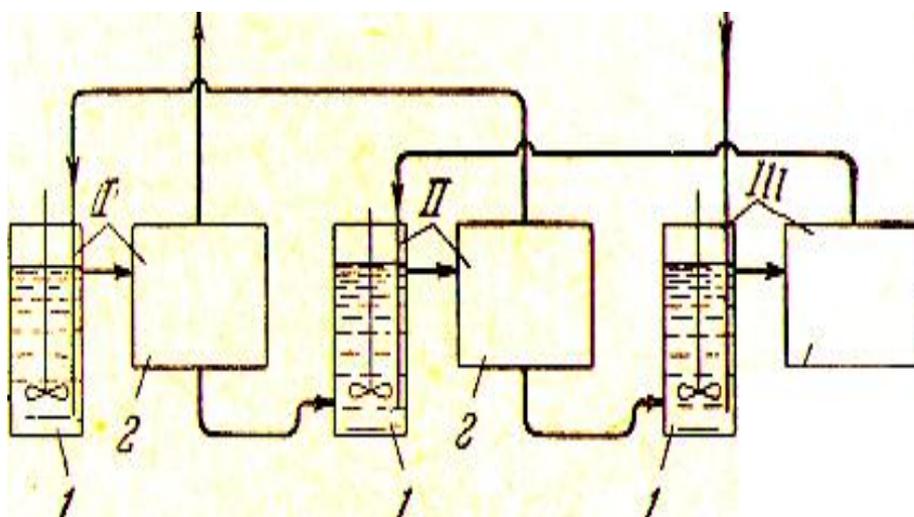


Рис.29. Схема противоточной многоступенчатой экстракции

I,II,III-аппараты первой, второй и третьей ступени; 1-смеситель; 2-отстойник.

Исходный раствор и экстрагент поступают с противоположных концов аппарата; на приме, исходный раствор подается в первую ступень, экстрагент- в последнюю ступень (см.рис.18-13). Соответственно из первой ступени удаляется конечный экстракт, а из последней – конечный рафинат.

В этом процессе свежий экстрагент вступает в контакт с рафинатом, имеющим наименьшую концентрацию распределяемого компонента, и после многократного контактирования в последовательных ступенях процесса насыщается извлекаемым веществом. В результате требуемая степень экстракции достигается при минимальном расходе экстрагента. Процессы противоточной многоступенчатой экстракции проводятся в ряде ступеней, состоящих из смесителей и отстойников (см.рис.18-13), либо в противоточной колонне (рис 18-14). Причем экстракт и рафинат после подогрева направляются каждый в отдельную ректификационную колонну.

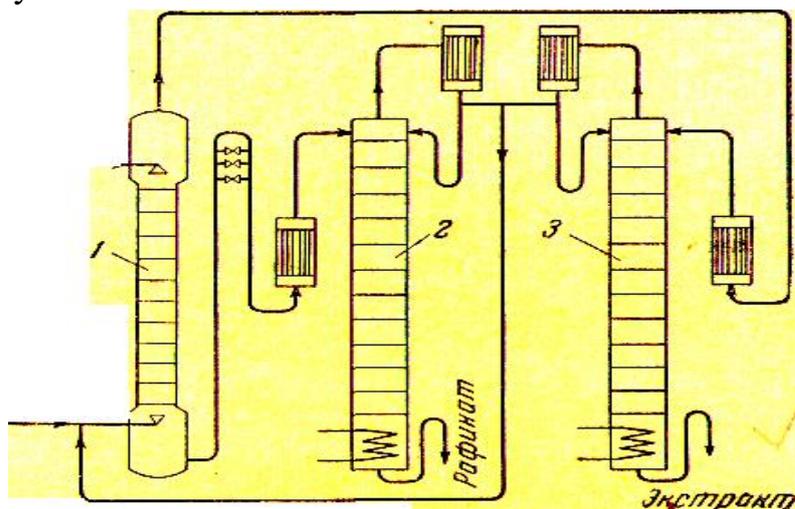


Рис.30. Схема противоточной многоступенчатой экстракции с колонным экстрактором:

1-колонный экстрактор; 2,3-ректификационные колонны.

В качестве дистиллята в этих колоннах получается регенерированный экстрагент, а в качестве остатка в одной колонне экстракт, в другой – рафинат.

При противоточной многоступенчатой экстракции в последней по ходу экстракта ступени экстракт контактируется с исходным раствором. Поэтому наибольшая концентрация распределяемого компонента в экстракте является равновесной с концентрацией его в исходном растворе.

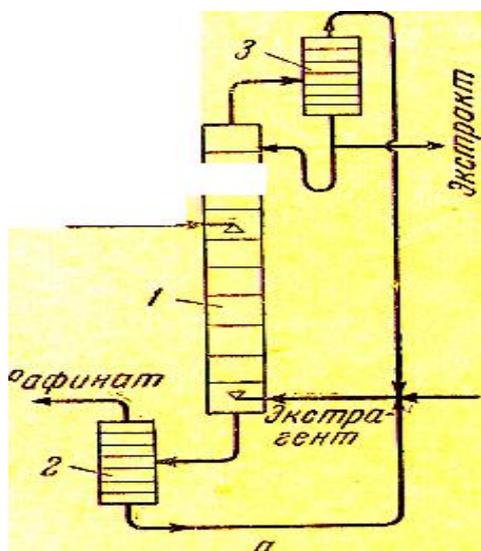


Рис.31.Схема противоточной многоступенчатой экстракции:

Контрольные вопросы.

1. Что такое экстракция?
2. Что такое экстракт и что такое рафинат?
3. Почему происходит массообмен между фазами? Какие факторы способствует массообмену?
4. Что такое число единиц переноса? Каков физический смысл этого понятия? Размерность величины.
5. Как меняются по своему составу легкая и тяжелая фазы по мере движения их через экстрактор?
6. Обязательно ли подавать в экстрактор исходную смесь сверху, а экстракт снизу?
7. **Пример:** Определить диаметр непрерывнодействующего насадочного экстрактора для извлечения уксусной кислоты из бензола водой (дисперсная фаза вода, сплошная фаза – бензол). Производительность экстрактора $V_c=15 \text{ м}^3/\text{ч}$ бензола, начальная концентрация уксусной кислоты в бензоле $x^*=100 \text{ кг}/\text{м}^3$, конечная концентрация $x''=1 \text{ кг}/\text{м}^3$, конечная кислоты в экстрагенте (воде) на выходе из колонны $y''=250 \text{ кг}/\text{м}^3$. Температура $t=20^\circ\text{C}$.
8. В чем заключается принцип работы многоступенчатой экстракции?

Лекция №12

Тема: Ректификация

План: 1. Общие сведения

2. Схемы ректификационных колонн

3. Материальный баланс процесса ректификации.

Вопрос 1. Общие сведения. Ректификация представляет собой процесс многократного частичного испарения жидкости конденсации паров. Процесс осуществляется путем контакта потоков пара и жидкости, имеющих различную температуру, и проводятся обычно в колонных аппаратах. При каждом контакте и жидкости испаряется преимущественно низкокипящий компонент, которым обогащаются пары из паров конденсируется преимущественно высококипящий компонент, переходящий в жидкости. Такой двусторонний обмен компонентами, повторяемый многократно, позволяет получить, в конечном счете, пары, представляющие собой почти чистый низкокипящий компонент. Эти пары после конденсации в отдельном аппарате дают дистиллят (ректификат) и флегму – жидкость, возвращаемую для орошения колонны и взаимодействия с поднимающимися нарами. Пар получают путем частичного испарения снизу колонны остатка, являющегося почти чистым высококипящим компонентом.

Ректификация известна с начала XIX века как один из важнейших технологически процессов главным образом спиртовой и нефтяной промышленности. В настоящее время ректификацию все шире применяют в самых различных областях химической технологии, где выделение компонентов в чистом

виде имеет весьма важное значение (в производства органического синтеза, изотопов, полимеров, полупроводников и различных других веществ высокой чистоты).

Процесс ректификации осуществляется путем многократного контакта между неравновесными жидкой и паровой фазами, движущимися относительно друг друга.

При взаимодействии фаз между ними происходит массо- и теплообмен обусловлены стремлением системы к состоянию равновесия. В результате каждого контакта компонент перераспределяются между фазами: пар несколько обогащается низкокипящим компонентом, жидкость - высококипящим. Многократное контактирование приводит к практически полному разделению исходной смеси. . [10]

Вопрос 2. Схемы ректификационных колонн

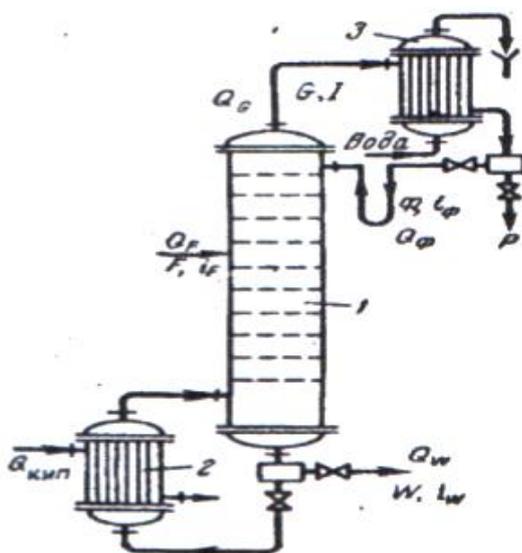


Рис. 32 Ректификационная колонна непрерывного действия.
1 – колонна; 2 – кипятильник; 3 – дефлегматор

Таким образом, отсутствие равновесия (и соответственно наличие разности температур фаз при движении фаз с определенной относительной скоростью и многократном их контактировании являются необходимыми условиями проведения ректификации.

Процессы ректификации осуществляются периодически или непрерывно при различных давлениях: при атмосферном давлении, под вакуумом (для разделения смесей высококипящих веществ), а также под давлением больше атмосферного (для разделения смесей, являющихся газообразными при нормальных температурах).

Для проведения процессов ректификации применяют аппараты разнообразных конструкций основные типы которых не отличаются от соответствующих типов абсорберов.

В ректификационных установках используют главным образом аппараты двух типов:

насадочные и тарельчатые ректификационные колонны. Кроме того, для ректификации

вакуумом применяют пленочные и роторные колонны различных конструкций

насадочные, барботажные, а также некоторые пленочные колонны по конструкции внутренних устройств (тарелок, насадочных тел и т. д.) аналогичны абсорбционным колоннам. Однако в отличие от абсорберов ректификационные колонны снабжены теплообменными устройствами - кипятильником (кубом) и дефлегматором (рис. 1). Кроме того, для уменьшения потерь тепла в окружающую среду ректификационные аппараты покрывают тепловой изоляцией.

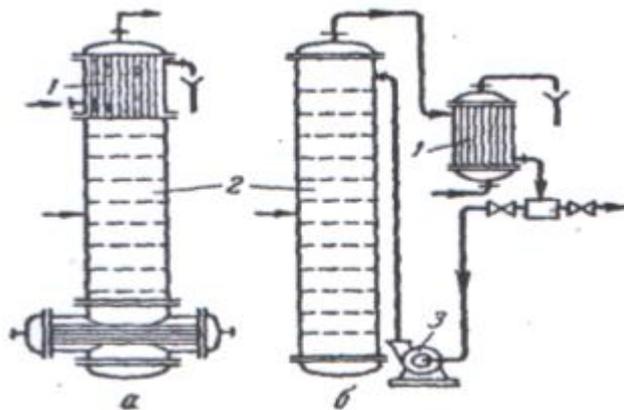


Рис- 33. Варианты установки дефлегматоров
а - на колонне; б - ниже верха колонны;
1 - дефлегматоры; 2 - колонны; 3 - насос.

Кипятильник или куб, предназначен для превращения в пар части жидкости, стекающей из колонны, и подвода пара в ее нижнюю часть (под насадки или нижнюю тарелку). Кипятильники имеют поверхность нагрева в виде змеевика или представляют собой кожухотрубчатый теплообменник, встроенный в нижнюю часть колонны. Более удобны для ремонта и замены выносные кипятильники, которые устанавливают ниже колонны с тем, чтобы обеспечить естественную циркуляцию жидкости.

Дефлегматор, предназначенный для конденсации паров и подачи орошения (флегмы) колонну, представляет собой кожухотрубчатый теплообменник, в межтрубном пространстве которого обычно конденсируются пары, а в трубах движется охлаждающий агент (вода).

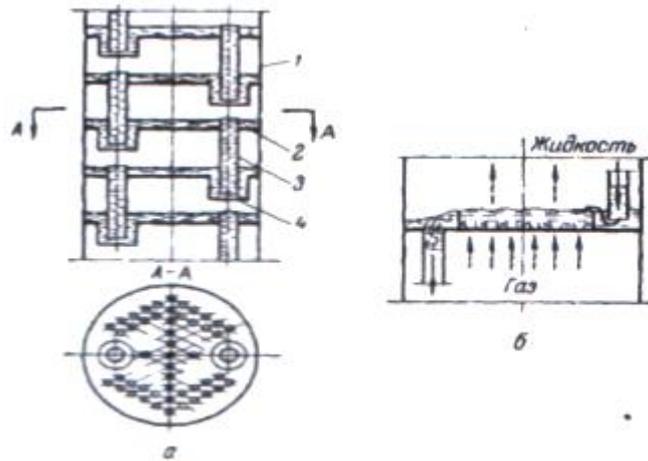


Рис. 34. Сетчатая колонна.

а - схема устройства колонны; б – схема устройства тарелки; 1 - корпус; 2 - тарелка; 3 - переливная труба; 4 - стакан.

В случае частичной конденсации паров дефлегматоре его располагают непосредственно над, колонной, чтобы обеспечить большую компактность установки, либо вне колонны (рис 2). При этом конденсат (флегму) из нижней части дефлегматор подают непосредственно через гидравлический затвор на верх колонны, так как в данном случае отпадав необходимость в делителе флегмы. [10]

В случае полной конденсации паров в дефлегматоре его устанавливают выше колонны, непосредственно на колонне или ниже верха колонны для того, чтобы уменьшить общую высоту установки. В последнем случае флегму из дефлегматора 1 подают в колонну 2 насосом. Такое размещение дефлегматора часто применяют при установке ректификационных колонн вне зданий, что более экономично в условиях умеренного климата.

Барботажные (тарельчатые) колонны. (Рис 3). Эти аппараты в процессах ректификации наиболее широко распространены. Они применимы для больших производительностей, широкого диапазона изменения нагрузок по пару и жидкости могут обеспечить весьма четкое разделение смесей. Недостаток барботажных аппаратов – относительное высокое гидравлическое сопротивление - в условия ректификации не имеет существенного значения. При ректификации повышение гидравлического сопротивления приводит лишь к некотором увеличению давления и соответственно повышению температуры кипения жидкости кипятильнике колонны. Однако тот же недостаток сохраняет свое значение для процессов ректификации под вакуумом.

В таких колоннах используют различные виды тарелок: ситчатые, колпачковые, провальные, клапанные, пластинчатые и др.

Ситчатые тарелки. (Рис. 3). Колонна с ситчатыми тарелками представляет собой вертикальный цилиндрический корпус с горизонтальными тарелками, в которых равномерно по всей поверхности просверлено значительное число отверстий диаметром 1-5 мм. Газ проходит сквозь отверстия тарелки и

распределяется в жидкости в виде мелких струек и пузырьков. Ситчатые тарелки отличаются простотой устройства, легкостью монтажа, осмотра и ремонт. Гидравлическое сопротивление этих тарелок невелико. Ситчатые тарелки устойчиво работают довольно широком интервале скоростей газа, причем в определенном нагрузок по газу и жидкость эти тарелки обладают высокой эффективностью. Вместе с тем ситчатые тарелки чувствительны загрязнителям и осадкам, которые забивают отверстия тарелок.

Колпачковые тарелки.

Менее чувствительны к загрязнениям, чем ситчатые, и отличаются более высоким интервалом устойчивой работы колонны с колпачковыми тарелками. Газ на тарелку поступает по патрубкам, разбиваясь затем прорезями колпачка на большое число отдельных струй. Далее газ проходит через слой жидкости, перетекающей по тарелки от одного сливного устройства к другому.

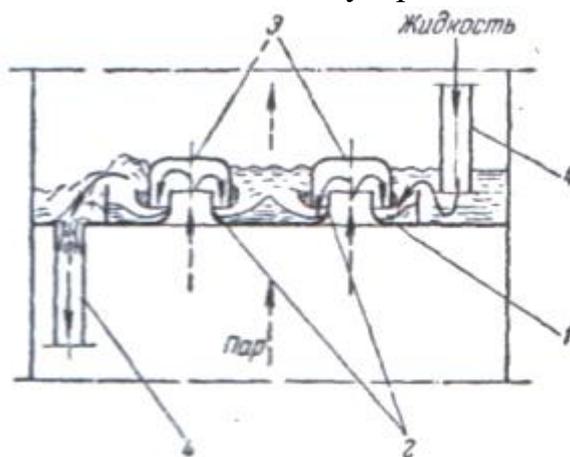


Рис. 35. Схема работы колпачковой тарелки

При движении через слой значительная часть мелких струй распадается и газ распределяется в жидкости в виде пузырьков. Интенсивность образования пены непосредственно на колонне или ниже верха колонны для того, чтобы уменьшить общую высоту установки. В последнем случае флегму из дефлегматора 1 подают в колонну 2 насосом. Такое размещение дефлегматора часто применяют при установке ректификационных колонн вне зданий, что более экономично в условиях умеренного климата.

Барботажные (тарельчатые) колонны. (Рис 3). Эти аппараты в процессах ректификации наиболее широко распространены. Они применимы для больших производительностей, широкого диапазона изменения нагрузок по пару и жидкости и могут обеспечить весьма четкое разделение смесей. Недостаток барботажных аппаратов – относительно – высокое гидравлическое сопротивление - в условия, ректификации не имеет существенного значения. При ректификации повышение гидравлического сопротивления приводит лишь к некоторому, повышению температуры кипения жидкости в кипятыльнике колонны. Однако тот же недостаток сохраняет свое значение для процессов ректификации под вакуумом.

В таких колоннах используют различные виды тарелок: ситчатые, колпачковые, провальные, клапанные, пластинчатые и др.

Ситчатые тарелки. (Рис. 3). Колонна с ситчатыми тарелками представляет собой вертикальный цилиндрический корпус с горизонтальными тарелками, в которых равномерно по всей поверхности просверлено значительное число отверстий диаметром 1-5 мм. Газ проходит сквозь отверстия тарелки и распределяется в жидкости в виде мелких струек и пузырьков ситчатые тарелки отличаются простотой устройства, легкостью монтажа, осмотра и ремонта. Гидравлическое сопротивление этих тарелок невелико. Ситчатые тарелки устойчиво работают в довольно широком интервале скоростей газа, причем в определенном нагрузок по газу и жидкости эти тарелки обладают высокой эффективностью. Вместе с тем ситчатые тарелки чувствительны к загрязнителям и осадкам, которые забивают отверстия тарелок.

Колпачковые тарелки. Менее чувствительны к загрязнениям, чем ситчатые, и отличаются более высоким интервалом устойчивой работы колонны с колпачковыми тарелками. Газ на тарелку поступает по патрубкам, разбиваясь затем прорезями колпачка на большое число отдельных струй. Далее газ проходит через слой жидкости, перетекающей по тарелке от одного сливного устройства к другому. При движении через слой значительная часть мелких струй распадается и газ распределяется в жидкости в виде пузырьков. Интенсивность образования пены и брызг на колпачковых тарелках зависит от скорости движения газа и глубины погружения колпачка в жидкость. Колпачковые тарелки изготавливают с радиальным или диаметральной переливами жидкости. Колпачковые тарелки устойчиво работают при значительных изменениях нагрузок по газу и жидкости. К их недостаткам следует отнести сложность устройства и высокую стоимость, низкие предельные нагрузки по газу, относительно высоко гидравлическое сопротивление, трудность очистки. [10]

Клапанные тарелки. (рис. 5). Принцип действия клапанных тарелок состоит в том, что свободно лежащий над отверстием в тарелке круглый клапан с изменением расхода газа своим весом автоматически регулирует величину площади зазора между клапаном и плоскостью тарелки для прохода газа и тем самым поддерживает постоянной скорость газа при его истечении в барботажный слой.

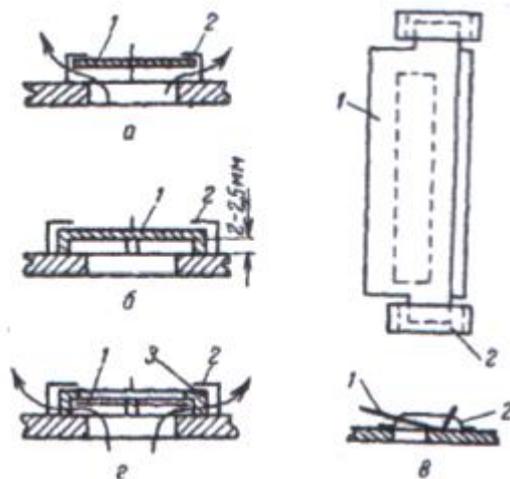


Рис. 36. Клапанные тарелки.

а, б - с круглыми колпачками; в, с пластинчатым клапаном; г - балластная; 1 - клапан; 2 - кронштейн-ограничитель; 3 - балласт.

При этом с увеличением скорости газа в колонне гидравлическое сопротивление клапанной тарелки увеличивается незначительно. Высота подъема клапана ограничивается высотой кронштейна ограничителя и обычно не превышает 8 мм.

Достоинства клапанных тарелок: сравнительно высокая пропускная способность по газу и гидродинамическая устойчивость, постоянная высокая эффективность в широком интервале нагрузок по газу.

Насадочные колонны. В этих колоннах используются насадки различных типов, но в промышленности наиболее распространены колонны с насадкой из колец Рашига. Меньшее гидравлическое сопротивление насадочных колонн по сравнению с барботажными особенно важно при ректификации под вакуумом. Даже при значительном вакууме в верхней части колонны вследствие большого гидравлического сопротивления ее разрежение в кипятильнике может оказаться недостаточным для требуемого снижения температуры кипения исходной смеси.

Для уменьшения гидравлического сопротивления вакуумных колонн в них применяют насадки с возможно большим свободным объемом.

В самой ректификационной колонне не требуется отводить тепло. Поэтому трудность отвода тепла из насадочных колонн является скорее достоинством, чем недостатком насадочных колонн в условиях процесса ректификации.

Однако и при ректификации следует считаться с тем, что равномерное распределение жидкости по насадке в колоннах большого диаметра затруднено. В связи с этим диаметр промышленных насадочных ректификационных колонн обычно не превышает 0,8-1 м.

Пленочные аппараты. Эти аппараты применяются для ректификации под вакуумом смесей обладающих малой термической стойкостью при нагревании (например, различные мономеры полимеры, а также другие продукты органического синтеза).

В ректификационных аппаратах пленочного типа достигается низкое гидравлическое сопротивление. Кроме того, задержка жидкости в единице объема работающего аппарата мала. К числу пленочных ректификационных аппаратов относятся колонны с регулярной насадкой в виде пакетов вертикальных трубок диаметром 6-20 мм (многотрубчатые колонны), а также пакетов плоскопараллельной или сотовой насадки с каналами различной формы, изготовленной и перфорированных металлических листов или металлической сетки.

Недостатки роторных колонн: ограниченность их высоты и диаметра (из-за сложности изготовления и требований, предъявляемых к прочности и жесткости ротора), а также высоки эксплуатационные расходы.

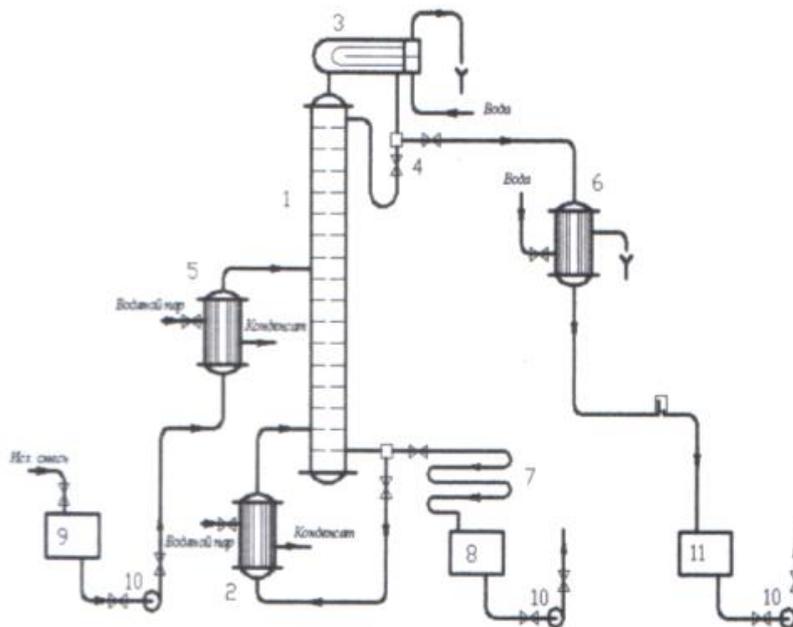


Рис. 37. Принципиальная схема ректификационной установки

Описание ректификационной установки

Принципиальная схема ректификационной установки представлена на рис. Исходная смесь из промежуточной емкости 9 центробежным насосом 10 подается в теплообменник 5, где подогревается до температуры кипения. Нагретая смесь поступает на разделение в ректификационную колонну / на тарелку питания, где состав жидкости равен составу исходной смеси XF.

Стекая вниз по колонне, жидкость взаимодействует с поднимающимся вверх паром, образующимся при кипении кубовой жидкости в кипятильнике 2. Начальный состав пара примерно равен составу кубового остатка X_w , т.е. обеднен легколетучим компонентом. В результате массообмена с жидкостью пар обогащается легколетучим компонентом. Для более полного обогащения верхнюю часть колонны орошают в соответствии с заданным флегмовым числом жидкостью (флегмой) состав X_P , которая получается в дефлегматоре 3 путем конденсации пара, выходящего из колонны. Затем жидкость направляется в делитель флегмы 4. Часть конденсата выводится из дефлегматора в виде готового продукта разделения

дистиллята, который охлаждается в теплообменнике 6, и направляется в сборник дистиллята 11 при помощи насоса 10.

Из кубовой части колонны насосом 10 непрерывно выводится кубовая жидкость - продукт, обогащенный труднолетучим компонентом, который охлаждается в холодильнике остатка 7 и направляется в емкость 8. Таким образом, в ректификационной колонне осуществляется непрерывный неравномерный процесс разделения исходной бинарной смеси на дистиллят с высоким содержанием легколетучего компонента и кубовой остаток, обогащенный труднолетучим компонентом.

Для разделения смеси жидкостей обычно прибегают к перегонке. Разделение путем перегонки основано на различной температуре кипения отдельных веществ, входящих в состав смеси. Если смесь состоит из двух компонентов, то при испарении компонент с более низкой температурой кипения (низкокипящий компонент НК) переходит в пары, а компонент с более высокой температурой кипения (высококипящий компонент – ВК) остается в жидком состоянии.

Полученные пары конденсируются, образуя так называемый дистиллят; неиспаренная жидкость называется остатком: Таким образом в результате перегонки НК переходит в дистиллят, а ВК- в остаток. Описанный процесс, называемый простой перегонкой не дает возможности произвести полное разделение компонентов смеси и получить их в чистом виде. Для достижения наиболее полного разделения компонентов применяют более сложный вид перегонки- ректификацию.

Ректификация заключается в противоточном взаимодействии паров, образующихся при перегонке с жидкостью, получающейся при конденсации паров. В настоящее время перегонка и ректификация широко распространены в химической технологии и применяется для получения разнообразных продуктов в чистом виде, а также для разделения газовых смесей после их сжижения (разделения воздуха на кислород и азот разделение углеводородных газов и др.) [10,18]

Вопрос 3. Материальный и тепловой баланс процесса ректификации.

Непрерывная ректификация проводится в аппаратах (ректификационных колоннах), состоящих из двух ступеней. (см. рисунок).

Исходная смесь вводится в верхнюю часть нижней ступени (исчерпывающая колонна2).

В верхней ступени (укрепляющая колонна 1) пар, поступающий из нижней ступени, взаимодействует в противотоке с жидкостью, начальный состав которой аналогичен составу дистиллята; в результате происходит укрепление пара, т.е. обогащение его НК.

Пар для питания ректификационного аппарата образуется в кубе 3 путем испарения части жидкости, поступающей в куб, жидкость для орошения аппарата (флегма) получается в дефлегматоре 4 путем конденсации части пара, имеющего

состав, аналогичный составу дистиллята. Дистиллят отводится из дефлегматора в жидком или парообразном состоянии. Остаток отводится из куба в виде жидкости.

Материальный баланс.

Обозначим через F количество поступающий на ректификацию смеси (кмоль/сек), через P - количество получаемого дистиллята (в кмоль/сек), через W -кол-во остатка (в кмоль/ сек) и через X_f, X_p и X_w -составы смеси, дистиллята и остатка (в моль.долях НК).

Тогда уравнение материального баланса для всего количества смеси примет вид:

$$F = P + W(1)$$

И уравнение материального баланса для НК

$$FX_p = PX_p + WX_w(2)$$

При помощи уравнений 1 и 2 решаются все задачи. Уравнение 1-2 применимы и при выражении величин F, P, W в весовых количествах (в кг/сек). При этом составы смеси, дистиллята и остатка должны подставляться в уравнения в весовых долях (a_f, a_p, a_w).

Обозначим через G и L кол-ва паровой и жидкой фаз (в кмоль/сек), через y_1, y_2 -молярные доли НК в парах на входе в колонну и на выходе из нее, через x_2 и x_1 – молярные доли НК в жидкости на входе в колонну и на выходе из неё.

Рассмотрим произвольное сечение А-А в нижней или верхней части аппарата. В этом сечении состав пара y , а состав жидкости x . Составим уравнение материального баланса по НК для части аппарата, расположенной выше рассматриваемого сечения:

$$Gy + Lx_2 = Gy_2 + Lx$$

Откуда

$$y = y_2 - \frac{L}{G}(x_2 - x)(3)$$

Составляя материальный баланс по НК для части аппарата, расположенной ниже сечения А-А, имеем:

$$Gy_1 + Lx + Gy + Lx_1$$

Откуда

$$y = y_1 + \frac{L}{G}(x - x_1)(4)$$

Таким образом : $G = \Phi + P$

Отношение количества флегмы к количеству дистиллята

$R = \frac{\Phi}{P}(5)$ наз-ся флегмовым числом. Следовательно, кол-во флегмы $\Phi = PR$ и

количество поднимающегося пара составляет:

$$G = PR + P = P(R + 1) (6)$$

Т.е на каждый киломоль дистиллята в кубе должно быть испарено $(R + 1)$ кмоль остатка.

В укрепляющей колонне кол-во стекающей жидкости равно количеству флегмы.

$L=\Phi=PR$, а состав пара на выходе из колонны равен составу подаваемый на орошение флегмы: $y_2=x_2=x_p$, подставляя значение L,G,y_2 x_2 в уравнение (4) получим:

$$y = x_p - \frac{R}{R+1}(x_p - x) \text{ или}$$

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_p}{R+1} \quad (7)$$

Тепловой баланс.

Составим уравнение теплового баланса ректификационной колонны согласно схеме.

Приход тепла

Подводится в кубеQ

Со смесью F_i

С флегмой $\Phi_{i\phi}$

Расход тепла

С паром, выходящим из аппарата.....GI

С остатком W_{iw}

Потери в окружающую среду..... Q_n

Таким образом:

$$Q = F_{if} + \Phi_{i\phi} = GI + W_{iw} + Q_n \quad (1) \text{ где}$$

W, Φ -кол-ва остатка и флегмы, кмоль/сек.

G - кол-во уходящих из аппарата паров, к моль/сек

I -энтальпия паров, дж/к моль;

i_F, i_w, i_{ϕ} -энтальпия смеси, остатка и флегмы, дж/к моль.

Подставляя в уравнение 1 значения $G=PR+P=P(R+1)$ и

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_p}{R+1} \text{ и решая его относительно } Q, \text{ получим:}$$

$$Q = PR(I - i_{\phi}) + P(I - i_F) + W(i_w - i_F) + Q_n \quad (2)$$

В этом уравнении $PR(I - i_{\phi})$ - расход тепла на испарение флегмы.

$P(I - i_F)$ - расход тепла на испарение дистиллята, член $W(i_w - i_F)$ -расход тепла на нагревание остатка.

Контрольные вопросы.

1. В чем заключается физическая сущность процесса ректификации? Что является его движущей силой?
2. Для чего служит дефлегматор?

3. Что такое «барботаж»?
4. Какие массообменные процессы происходят на тарелках ректификационной колонны?
5. Что такое К.П.Д тарелки, от чего он зависит?
6. В чем заключается сущность математического моделирование процесса ректификации? Какое практическое значение оно имеет?
7. **Пример.** На ректификацию поступает смесь метанола-вода в количестве $F=5000$ кг/ч, содержащая метанола $Q_f=40$ %. Содержание метанола в дистилляте $a_p=98,5$ вес %, в кубовом остатке $a_w=1,5$ вес%. Определить количество дистиллята и остатка.
8. **Пример:** Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми тарелками для разделения смеси бензол-толуол, принимая диаметр тарелки равной $0,002$ м, живое сечение отверстий $\phi=0,08$ м и высоту $h=0,025$ м, $F=5000$ кг/ч, содержащая бензола $Q_f=40$ %.

Лекция №13

Тема: Адсорбция

План:1.Общие сведения

2.Теория адсорбции

3.Устройство адсорберов

4.Расчет адсорберов

Вопрос 1.Общие сведения .Адсорбция представляет собой процесс поглощения газов, паров или жидкостей поверхностью пористых твердых тел адсорбентов.

Процессы адсорбции являются избирательными и обратимыми. Это значит, что каждый поглотитель обладает способностью поглощать лишь определенные вещества и не поглощает другие вещества, содержащиеся в газовой смеси или растворе, а поглощенное вещество всегда может быть выделено из поглотителя путем десорбции- процесса, обратного адсорбции.

Адсорбенты отличаются весьма высокой пористостью, вследствие чего их поверхность очень велика. Наиболее распространенными адсорбентами является активированный уголь и гель кремневой кислоты(силикагель), причем поверхность 1 кг угля колеблется от 200 до 1000м², силикагеля-до 500м² и более. В некоторых случаях в качестве адсорбентов используют глины, активизированные серной кислотой. Адсорбенты применяются в виде зерен размером 2-8 мм или в пылевидном состоянии (размер частицы 50-200 мк). Процессы адсорбции протекают в неподвижном или перемешиваемом слое зернистого адсорбента, или в кипящем (псевдооживленном) слое. Адсорбция в слое движущегося адсорбента и особенно в кипящем слое протекает значительно интенсивнее, чем в неподвижном слое, и может проводиться в более компактной аппаратуре.

Благодаря огромной удельной поверхности адсорбентов при адсорбции возможны очень большие скорости поглощения и полное поглощение компонентов, выделение которых путем абсорбции было бы невозможно из-за малой концентрации их в смеси. Поэтому адсорбция является эффективным способом разделения бедных смесей, содержащих незначительное количество поглощаемых веществ, а также смесей, состоящих из компонентов, очень близких друг к другу по химическим и физическим свойствам.

Процессы адсорбции применяются для очистки и осушки газов, для разделение смесей и паров, например: смесей газообразных углеводородов, для улавливания из парогазовых смесей паров ценных органических веществ (бензола, бензина, ацетона и др.), или так называемой рекуперации летучих растворителей. Посредством адсорбции производят также очистку растворов от примесей. [11]

Вопрос 2. Теория адсорбции.

Р а в н о в е с и е м е ж д у ф а з а м и

При адсорбции, молекулы газа или пара концентрируются на поверхности адсорбента под влиянием молекулярных сил притяжения. Этот процесс часто сопровождается химическим взаимодействием, а также конденсацией пара в капиллярных порах твердого адсорбента.

Независимо от характера сил, вызывающих адсорбцию, при достаточном времени соприкосновение фаз наступает адсорбционное равновесие, при котором устанавливается определенная зависимость вещества X (в кг/кг адсорбента) и его концентрацией Y в фазе, соприкасающейся с адсорбентом:

(1) $X=AY^{1/n}$, где

Равновесная концентрация, кг/кг инертной части парогазовой смеси или раствора.

A и n –коэффициенты, определяемые опытным путем, причем $n \geq 1$.

Зависимость (1) соответствует определенной температуре и изображается кривой, которая носит название изотермы адсорбции.

1-для этилового эфира

2-для этилового спирта

3-для бензола.

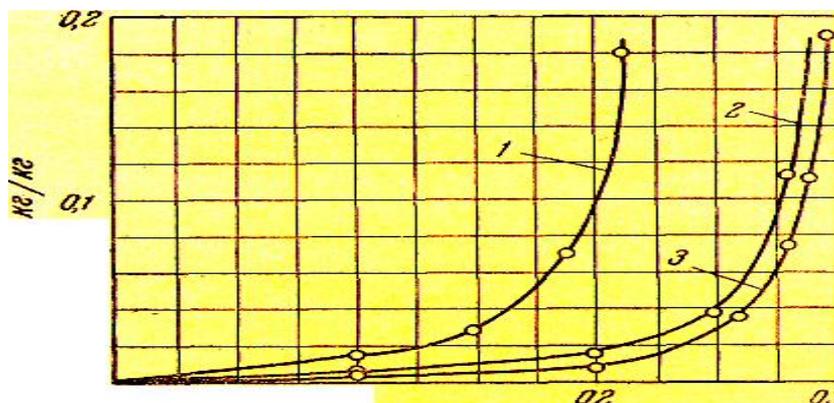


Рис38. Изотермы адсорбции (при 20°C):

1-для этилового эфира; 2- для этилового спирта; 3- для бензола.

Концентрация адсорбируемого вещества в смеси при постоянной температуре пропорциональна его давлению. Поэтому уравнение (1) может быть представлено в виде

$$X=A_1P^{1/n}$$

Где A_1 -коэффициент пропорциональности;

P - равновесное давление поглощаемого вещества в паро-газовой смеси.

Основными факторами, влияющими на протекание процесса адсорбции, являются: свойства адсорбента, температура, давление, свойства поглощаемых веществ и состава фазы, из которой они адсорбируются. Равновесная концентрация X уменьшается с повышением температуры и увеличивается с возрастанием температуры или при повышении давления. Те же факторы влияют в обратном направлении на процесс десорбции, проводимый обычно после адсорбции. Десорбция ускоряется с повышением температуры адсорбента и снижением давления над ним также при пропускании через адсорбент паров стесняющих поглощенное вещество.

Количество вещества, поглощенного единицей веса (или объема) адсорбента за время от начала адсорбции до начала «проскока» определяет *динамическую активность* адсорбента. Количество вещества, поглощенное тем же количеством адсорбента за время от начала адсорбции до установления равновесия, характеризует *статическую активность*.

Активность адсорбента зависит от температуры газа и концентрации в нем поглощаемого компонента. Динамическая активность всегда меньше статической; поэтому расход адсорбента определяется по его динамической активности. [11,18]

Материальный баланс процесса адсорбции

Процессы адсорбции проводятся периодически или непрерывно. Если адсорбент движется через аппарат, адсорбция происходит непрерывно и материальный баланс процесса выражается уравнением

$$M=G(y_1-y_2)=L(x_1-x_2), \rightarrow$$

Где G - кол-во реагента , кг/сек;

L -к-во исходного растворителя, кг/сек;

Y_1 Y_2 - содержание распределяемого компонента в экстракте и в экстрагенте, кг/кг экстракта

X_1 X_2 -содержание распределяемого компонента в исходном растворе и в рафинате, кг/кг исходного растворителя общим для всех процессов массопередачи.

Причем, что газ (в количестве G за единицу времени, проходя за время dt слой адсорбента высотой dH , изменяет свою концентрацию на величину dY и, следовательно, отдает количество вещества $G dy dt$. За это же время концентрация поглощаемого вещества в элементе слоя увеличивается на dx и количество вещества, поглощенного слоем высотой dH , составляет $SdH\rho dx$, где S -площадь

поперечного сечения адсорбента, ρ -насыпная масса адсорбента. Тогда уравнения материального баланса будет иметь вид:

$$-GdY d\tau = SdH\rho dx$$

$$Dy = \frac{S'_p}{G} \frac{dH}{d\tau} dx$$

Вопрос 3. Устройство адсорберов

Для проведения процессов адсорбции применяются адсорберы следующих типов:

- 1) с неподвижным зернистым адсорбентом;
- 2) с движущимся зернистым адсорбентом;
- 3) с кипящим (псевдооживленным) слоем мелкозернистого адсорбента:

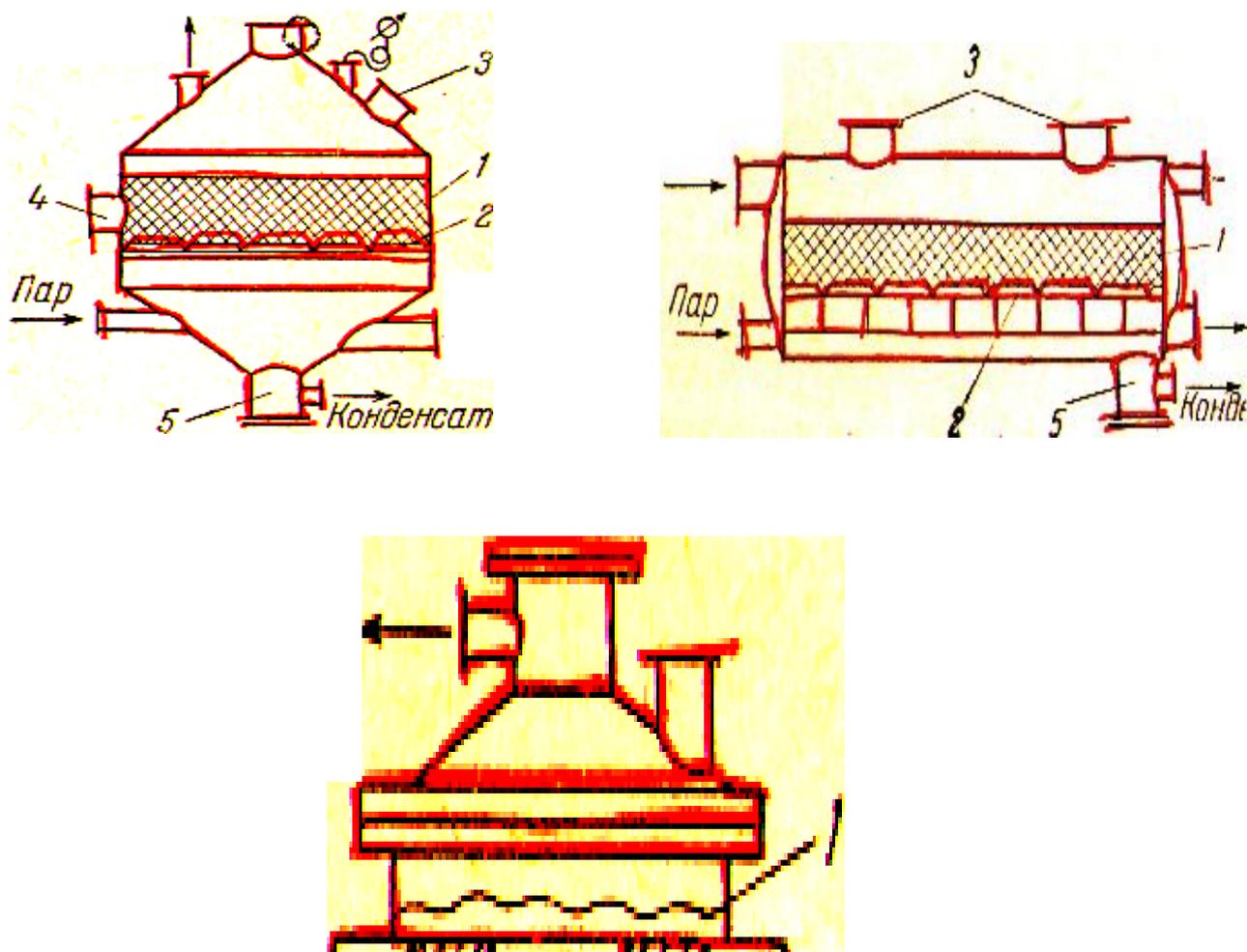


Рис.39. Адсорберы с неподвижным зернистым адсорбентом:
 а-вертикальный; б-горизонтальный; в-вертикальный с кольцевым слоем адсорбента:

1-корпус, 2- решетка, 3,4,5- люки

Адсорберы с неподвижным зернистым адсорбентом.

Эти адсорберы представляют собой полые вертикальные или горизонтальные сосуды, в которых размещен слой зернистого адсорбента. Иногда применяют адсорберы с кольцевым слоем адсорбента.

Газовая (паровоздушная) смесь подается в корпус 1 адсорбера, проходит сквозь находящийся на решетке 2 слой адсорбента (на рис. Заштрихован), после чего удаляется через выхлопной штуцер. По завершении адсорбции для вытеснения поглощенного вещества из адсорбента в аппарат подается перегретый водяной пар (или другой вытесняющий агент), который движется в направлении, обратном движению газа. Паровая смесь (смесь через воды и извлекаемого компонента) удаляется через выхлопной штуцер. По завершении адсорбции для вытеснения поглощенного вещества из адсорбента в аппарат подается перегретый водяной пар (или другой вытесняющий агент), который движется в направлении обратном движению газа. Паровая смесь (смесь паров воды и извлекаемого компонента) удаляется из аппарата и поступает на разделение в отстойник непрерывного действия или в ректификационную колонну. После десорбции сквозь слой адсорбента пропускают для его сушки горячий воздух, который входит через паровой штуцер и удаляется через тот же штуцер, что и паровая смесь. Высушенный адсорбент охлаждается холодным воздухом, движущимся по тому же пути, что и водяной пар, после чего цикл поглощения повторяется снова.

Для адсорбции из жидкой фазы используют обычные фильтрпрессы, рамы которых заполняют зернистым адсорбентом. [11,18]

Адсорберы с кипящим (псевдоожительным) слоем мелкозернистого адсорбента.

При проведении адсорбции в кипящем слое адсорбента гидравлическое сопротивление слоя является весьма малым, поэтому создают скорость газового потока в несколько раз больше, чем в неподвижном слое адсорбента. Благодаря сочетанию высоких скоростей газа можно значительно интенсифицировать процесс адсорбции. При интенсивном перемешивании частиц в кипящем слое в нем происходит быстрое выравнивание температуры и предотвращается опасность перегрева адсорбента. Адсорберы с кипящим слоем мелкозернистого адсорбента делятся на одноступенчатые и многоступенчатые.

Рассмотрим одноступенчатый адсорбер с кипящим (псевдооживленным) слоем адсорбента.

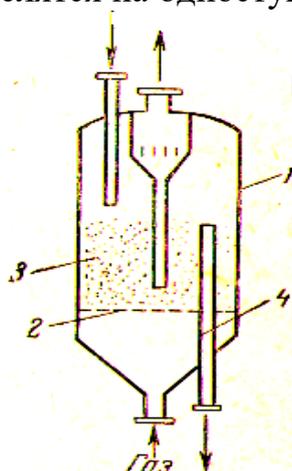


Рис.40. Одноступенчатый адсорбер с кипящим (псевдооживленным) слоем адсорбента:

1- корпус; 2- распределительная решетка; 3- кипящий слой адсорбента; 4- труба для выхода адсорбента.

В корпусе 1 одноступенчатого адсорбера имеется распределительная решетка 2, через которую снизу подается газ, приводящий мелкозернистый адсорбент в состоянии кипящего слоя. Газ отводится через верхний штуцер. Адсорбент поступает сверху и удаляется через трубу 4. В аппарате поддерживается определенный уровень «стационарного» кипящего слоя адсорбента.

Многоступенчатый адсорбер представляет собой колонну с тарелками в виде дырчатых или колосниковых решеток. Адсорбер подается газодувкой на верх колонны и стекает по тарелкам через переточные трубки противотоком к газовой смеси. Газовая смесь, проходя через отверстия в тарелках, движется противотоком к адсорбенту. Адсорбент выгружается снизу колонны через специальный затвор. Путем такой многоступенчатой адсорбции достигается хорошее извлечение ценных компонентов из бедных газов.

Вопрос 4. Расчет адсорберов

Продолжительность T полного цикла в адсорбере с неподвижным зернистым слоем адсорбента (как и в любом адсорбере периодического действия) складывается из времени собственно адсорбции τ времени десорбции τ_d , в течение которого через адсорбент продувают вытесняющий агент, и времени сушки и охлаждения адсорбента τ_c . Величины τ_d и τ_c устанавливаются опытным путем, а их сумма составляет продолжительность вспомогательных операций:

$$\tau_d + \tau_c = \tau_{всп}$$

Таким образом

$$T = \tau + \tau_{всп}$$

Приближенно продолжительность τ собственно процесса адсорбции можно определить, исходя из средней концентрации x_1 адсорбированного вещества в начальный момент времени и концентрации x_2 этого вещества в конечный момент. Если масса адсорбента в слое равна G_c кг, то количество поглощенного вещества за один цикл составит:

$$M = G_c(x_2 - x_1) \text{ кг} \quad (1)$$

Величина

$$M = w_0 S p (y_1 - y_2) \tau \text{ кг} \quad (2)$$

w_0 -фиктивная скорость парогазовой смеси, м/сек

S -площадь сечения адсорбера, м²

$\rho_{см}$ - плотность парогазовой смеси, кг/м³

Приравнявая правые части выражений (1) и (2) получим:

$$\tau = \frac{G_c (x_2 - x_1)}{w_0 S \rho_{см} (y_2 - y_1)} \text{ сек}$$

Более точно τ можно определить на основе следующего анализа работы слоя адсорбента.

Контрольные вопросы.

1. Что является движущей силой процесса адсорбции на любой тарелке адсорбера?
2. Что такое «изотерма адсорбции»?
3. Почему в адсорбере воздух отдает водяной пар силикагелю, а в десорбере получает его от силикагеля?
4. Что является движущей силой процесса десорбции?
5. Для чего служат электромагнитные реле?
6. Как определяют влагосодержание воздуха по показаниям сухого и мокрого термометров?
7. **Пример:** Определить коэффициент массопередачи от паровоздушной смеси (пары бензола в воздухе) к неподвижному слою адсорбента (активированный уголь при $20\text{ }^{\circ}\text{C}$, если свободный объем слоя $E=0,375$, удельная поверхность адсорбента $f=1630\text{ м}^2/\text{м}^3$. Фиктивная скорость паровоздушной смеси $w_0=10\text{ м/мин} \approx 0,167\text{ м/сек}$
8. Что представляет собой адсорбер с движущим зернистым адсорбентом?

Лекция №14

Тема: Сушка

План: 1. Общие (понятия) сведения.

2. **Свойства влажного газа (воздуха)**
3. **Материальный и тепловой балансы сушки.**
4. **Устройство сушилок**

Вопрос 1. Общие (понятия)сведения

Сушка представляет собой процесс удаления влаги из твердых влажных материалов путем ее испарения и отвода образующихся паров. Сушка является наиболее распространенным способом удаления влаги из твердых и пастообразных материалов и проводится двумя основными способами:

- 1) *путем непосредственного соприкосновения сушильного агента (нагретого воздуха, топочных газов) с высушиваемым материалом – конвективная сушка.*
- 2) *путем нагревания высушиваемого материала, тем или иным теплоносителем через стенку, проводящую тепло, - контактная сушка.*

Принципиальные схемы сушки этими способами.

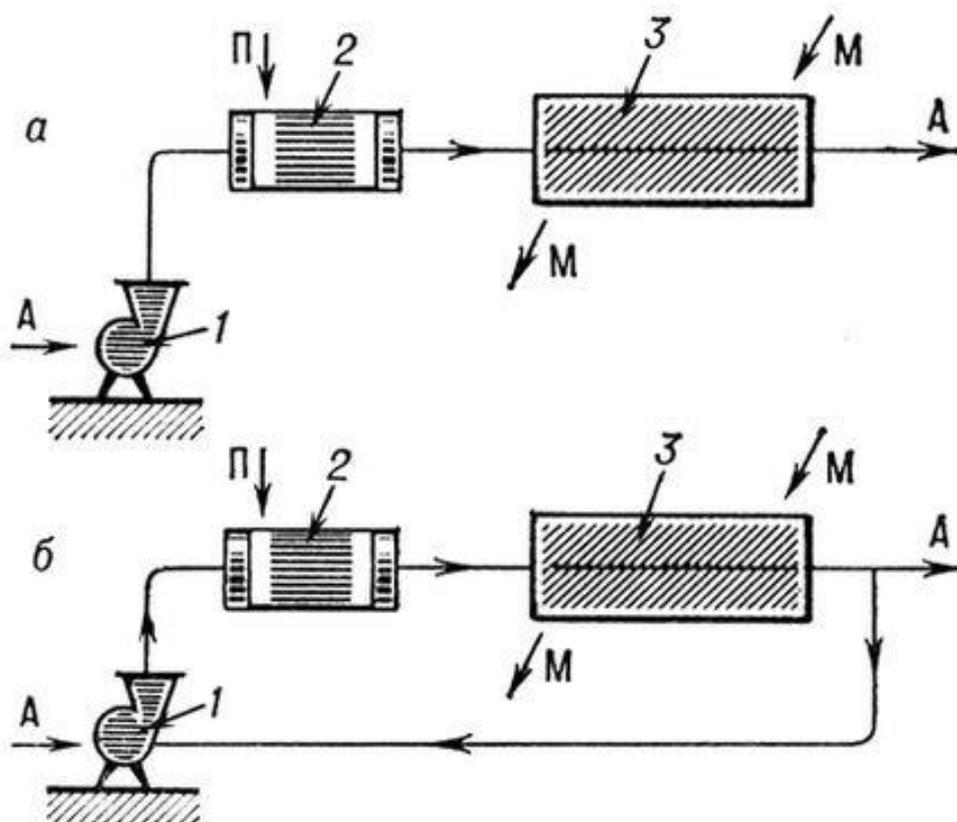


Рис.41. Принципиальные схемы сушки:

а — основной вариант; б — с рециркуляцией части отработанного воздуха; А — сушильный агент; П — греющий пар; М — высушиваемый материал; 1 — вентилятор; 2 — калорифер; 3 — сушильная камера

Сушка производится также путем нагревания высушиваемых материалов токами высокой частоты (*диэлектрическая сушка*) или инфракрасными лучами (*радиационная сушка*).

В особых случаях применяется сушка некоторых продуктов в замороженном состоянии при глубоком вакууме – *сушка возгонкой*, или *сублимацией*. [12]

Статика сушки. При сушке процесс передачи вещества из одной фазы в другую (испарение жидкости) сопровождается процессом теплопередачи, при этом температуры фаз не одинаковы. Количество тепла, передаваемое от газообразного сушильного агента к жидкости путем конвекции при температуре газа t , превышающей температуру ϑ материала (жидкости), составляет:

$$Q_1 = \alpha F(t - \vartheta)$$

Где α - коэффициент теплоотдачи.

Количество испаряющейся жидкости определяется уравнением $M = KF\Delta$. Это количество жидкости переходит в виде пара в газовую фазу и передает от жидкости к газу тепло, соответствующее теплоте испарения этой жидкости:

$$Q_2 = Mr = rKF(p^* - p)$$

Где r - теплота испарения;

p^* - давления пара над жидкостью (при температуре ϑ)

p – парциальное давление пара в газовой фазе.

Всего передается тепла от газа к жидкости:

$$Q = Q_1 - Q_2$$

Причем это тепло расходуется на нагревание жидкости.

По мере нагревания жидкости ее температура ϑ и давление пара p^* возрастают. В соответствии с этим Q_1 будет уменьшаться, а Q_2 увеличиваться. Все тепло получаемое жидкостью от газа путем конвекции, будет возвращаться газу в виде теплоты испарения жидкости. После этого дальнейшее нагревание жидкости станет невозможным, и будет происходить испарение ее при постоянной температуре (а следовательно, при постоянном p^*) до тех пор, пока не испарится вся жидкость.

Температура, принимаемая жидкость при испарении ее после достижения теплового равновесия ($Q = 0$), называется *температурой мокрого термометра* и обозначается t_m . Это температура термометра, шарик которого покрыт влажной тканью, с которой происходит испарение влаги. Температура мокрого термометра определяется условием $Q_1 = Q_2$, или

$$\alpha(t - t_m) - rK(p_m^* - p)$$

где p_m^* – давление пара над жидкостью при температуре t_m .

При сушке в течении определенного времени влажность материала приближается к некоторому пределу, соответствующему равенству

$$p_m = p_n$$

Когда достигается это равенство, наступает равновесие в процессе обмена влагой между материалом и средой. Этому состоянию соответствует некоторая устойчивая влажность материала, называемая *равновесной влажностью*, при которой процесс сушки прекращается.

Равновесная влажность и, следовательно, протекание процесса сушки зависит от свойств высушиваемого материала, характера связи с ним влаги и параметров окружающей среды.

Связь влаги с материалом может быть *механической, физико-химической и химической*.

Механически связаны с материалом поверхностная влага и влага, заполняющая крупные капилляры материала в результате смачивания. Это влага (иногда называемая внешней) наиболее прочно связана с материалом и наиболее легко удаляется из него.

Более прочно связана с материалом влага, которая поглощается поверхностью мелких капилляров (адсорбционная влага) или проникает вследствие диффузии внутрь клеток материала. Влагоу, физико-химически связанную с материалом, удалять из него значительно трудней.

Влага, химически связанная с материалом (гидратная или кристаллизационная) в процессе сушки обычно не удаляется и поэтому при расчете сушилок не учитывается.

Независимо от характера связи влагу, прочно связанную с материалом, в отличие от внешней влаги называют *гигроскопической*. Эта влага не может быть полностью удалена из материала путем сушки.

Вся влага, удаляемая из материала в условиях тепловой сушки, называется *свободной влагой*.

Влагу, при значительной увеличении температуры и снижения его относительной влажности, которую можно еще удалить сушкой называют *связанной влагой*.

Таким образом, сушка возможна как во влажном, так и в гигроскопическом состоянии материала при условии, что его влагосодержание больше равновесного.

Процесс сушки зависит как от свойств материала. Так и от свойств окружающей среды. Поэтому для изучения процесса сушки необходимо знать свойства влажного газа (воздуха) и характер их значения в процессе сушки.

Вопрос 2. Свойства влажного (газа) воздуха

Влажный воздух представляет собой смесь сухого воздуха и водяных паров. В ненасыщенном воздухе влага находится в состоянии перегретого пара, поэтому свойства влажного воздуха с некоторым приближением характеризуются законами идеальных газов.

Количество водяных паров, содержащихся в 1 м³ влажного воздуха, называется *абсолютной влажностью* воздуха. Водяной пар занимает весь объем смеси, поэтому абсолютная влажность воздуха равна массе 1 м³ водяного пара, или плотности пара ρ_n в кг/м³. Количество пара содержащегося в насыщенном воздухе является предельно возможным при данной температуре. Оно равно массе 1 м³ пара в состоянии насыщения, или плотности насыщенного пара ρ_n в кг/м³. Отношение абсолютной влажности к максимально возможному количеству пара в 1 м³ воздуха, при той же температуре и данном барометрическом давлении, характеризует степень насыщения воздуха влагой и называется *относительной влажностью воздуха*:

$$\varphi = \rho_n / \rho_n$$

плотность пара пропорциональна его парциальному давлению в смеси при данной температуре, следовательно относительную влажность можно выразить отношением давлений:

$$\varphi = p_n / p_n$$

где p_n – парциальное давление водяного пара, соответствующее его плотности ρ_n ; p_n – давление насыщенного пара при той же температуре.

При сушке меняются объем воздуха над влажным материалом и абсолютная влажность воздуха, так как он отдает тепло, необходимое для испарения влаги, и

охлаждается, поглощая влагу, испаренную из материала. Поэтому влажность воздуха относят к величине, постоянной в процессе сушки, - к массе абсолютно сухого воздуха, находящегося во влажном воздухе.

Количество водяного пара в кг, приходящееся на 1 кг абсолютно сухого воздуха, называется влагосодержанием воздуха и обозначается через X. Величина X характеризует относительный весовой состав влажного воздуха.

Рассмотрим некоторый объем влажного воздуха ϑ , в котором содержится 1 кг сухого воздуха и X кг водяных паров. Общее давление воздуха P, парциальное давление водяных паров p_n .

По уравнению состояния объем ϑ равен:

$$\vartheta = RT/M_{с.в.} p_{с.в.} = 8314T/29 \cdot p_{с.в.} = 288T/P - p_n = \text{м}^3/\text{кг} \text{ сухого воздуха}$$

R- универсальная газовая постоянная

$M_{с.в.}$ - молекулярная масса воздуха.

Значения приводятся в таблицах влажного воздуха. [12,18]

Вопрос 3. Материальный и тепловой баланс сушилок.

Материальный баланс

Пусть количество влажного материала, поступающего в сушилку, равно G_1 кг/сек, а его влажность ω_1 вес. долей. В результате сушки получается G_2 кг/сек высушенного материала (влажность ω_2 вес. долей) и W кг/сек испаренной влаги.

Тогда материальный баланс по всему количеству вещества выразится равенством:

$$G_1 = G_2 + W \text{ кг/сек}$$

Баланс по абсолютно сухому веществу, количество которого не меняется в процессе сушки:

$$G_1(1 - \omega_1) = G_2(1 - \omega_2)$$

Из этих уравнений определяют количество высушенного материала G_2 и испаряемой влаги W.

Для теплового расчета сушилки необходимо знать расход воздуха на сушку, который определяется из баланса влаги.

Если на сушку расходуется L кг абсолютно сухого воздуха, причем влагосодержание влажного воздуха на входе в сушилку X_0 кг/кг сухого воздуха, а на выходе из сушилки X_2 кг/кг сухого воздуха, то с воздухом поступает LX_0 кг влаги. Из материала испаряется W кг влаги с отработанным воздухом уходит LX_2 влаги.

Следовательно, баланс влаги в сушилке выражается равенством:

$$LX_2 = LX_0 + W$$

Откуда расход воздуха составляет:

$$L = W/X_2 - X_0 \text{ кг}$$

Удельный расход воздуха (на 1 кг испаренной влаги), очевидно составит:

$$\ell = L / W = 1 / (X_2 - X_0) \text{ кг сухого воздуха / кг влаги.}$$

Из выражения видно, что удельный расход воздуха зависит от разности влагосодержаний отработанного и свежего воздуха. Расход воздуха будет тем больше, чем выше его начальное влагосодержание X_0 которое определяется температурой и относительной влажностью воздуха.

Тепловой баланс самостоятельно стр.745.

Вопрос 4. Устройство сушилок

Конвективные сушилки

Камерные сушилки. В таких аппаратах сушка материала производится периодически при атмосферном давлении. Сушилки имеют одну или несколько прямоугольных камер, в которых материал, находящийся на вагонетках или полках, сушится в *неподвижном состоянии*. Камеры загружают и выгружают через дверь, причем вагонетки перемещают вручную или при помощи лебедок.

Камерные сушилки обладают существенными недостатками, к числу которых относятся: 1-большая продолжительность сушки, т.к. слой высушиваемого материала неподвижен; 2-неравномерность сушки; 3-потери тепла при загрузке и выгрузке камер; 4-трудные и негигиеничные условия обслуживания и контроля процесса; 5-сравнительно большой расход энергии из-за недостаточной полноты использования тепла сушильного агента (особенно в конечный период сушки).

Разновидностью камерных сушилок является шкафная воздушно-циркуляционная сушилка(рис.21-16), работающая с промежуточным подогревом и циркулирующей части воздуха.

Нагретый в воздухонагревателе 1 воздух подается вентилятором 2 в нижнюю часть камеры 3 сушилки и проходит в горизонтальном направлении (слева направо) между противнями с высушиваемым материалом, установленными на вагонетках 4. Затем воздух проходит воздухонагреватель 5 и движется через среднюю часть камеры в противоположном направлении (справа налево). В третий раз воздух нагревается в воздухонагревателе 6, после чего проходит слева направо через верхнюю часть камеры и удаляется из сушилки. Таким образом, воздух в сушилке движется зигзагообразно через три зоны, дважды нагреваясь и дважды меняя направление своего движения в камере. Часть отобранного воздуха возвращают в сушилку, регулируя его количество при помощи шиберов 7.

Работа при такой схеме, как указывалось, улучшает использование тепла воздуха. Однако сушилке описанной конструкции присущи все другие недостатки камерных сушилок, связанные с периодичностью их действия, ручным обслуживанием и сушкой материала в неподвижном слое.

Туннельные (коридорные) сушилки являются камерными сушилками непрерывного действия, работающими при атмосферном давлении. Они состоят из сушильной камеры, представляющей собой длинный закрытый коридор, в котором высушиваемый материал перемещается в вагонетках (вагонеточные сушилки) или на бесконечной ленте (ленточные и петлевые сушилки).

Вагонеточные сушилки. В камере 1 туннельной вагонеточной сушилки (рис.42) медленно перемещаются вагонетки 2 с высушиваемым материалом. Передвижение вагонеток производится посредством лебедки 3, причем загрузка и выгрузка вагонеток осуществляются с противоположных концов камеры через двери 4, которые на время сушки герметически закрываются. Со стороны выхода вагонеток в камере расположен вентилятор 5, при помощи которого воздух (или топочные газы) просасываются через коридор, сушильный агент движется обычно противотоком движению материала. Нагревание воздуха производится в подогревателе 6. Коридоры туннельных сушилок имеют значительную длину (до 50-60 м), часто эти сушилки строят с несколькими параллельными коридорами. Существенный недостаток туннельных сушилок –неравномерность сушки вследствие расслоения нагретого и холодного воздуха. Для более равномерной сушки повышают скорость сушильного агента, но вследствие этого приходится увеличивать длину коридора, чтобы время пребывания материала в сушилке было достаточным.

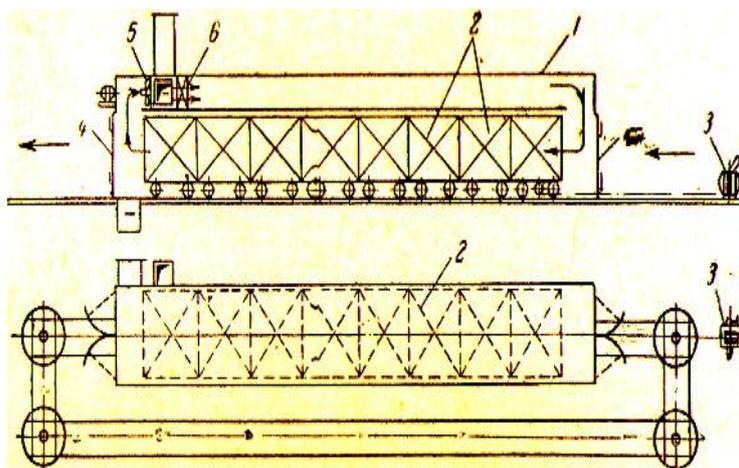


Рис.42. Туннельная вагонеточная сушилка:

1-камера (коридор); 2-вагонетка; 3-лебедка; 4- дверь; 5-вентилятор; 6-воздухонагреватель.

Барабанные сушилки

Барабанная сушилка представляет собой цилиндрический наклонный барабан 4 с двумя бандажми 3, которые при вращении барабана катятся по опорным роликам 6. Материал поступает с приподнятого конца барабана через питатель 2, захватывается винтовыми лопастями, на которых он подсушивается, после чего перемещается вдоль барабана. Имеющего угол наклона к горизонту до 6^0 . Осевое смещение барабана предотвращается упорными роликами 8.

Материал перемещается в сушилке при помощи внутренней насадки 10, равномерно распределяющей его по сечению барабана. Конструкция насадки зависит от размера кусков и свойств высушиваемого материала.

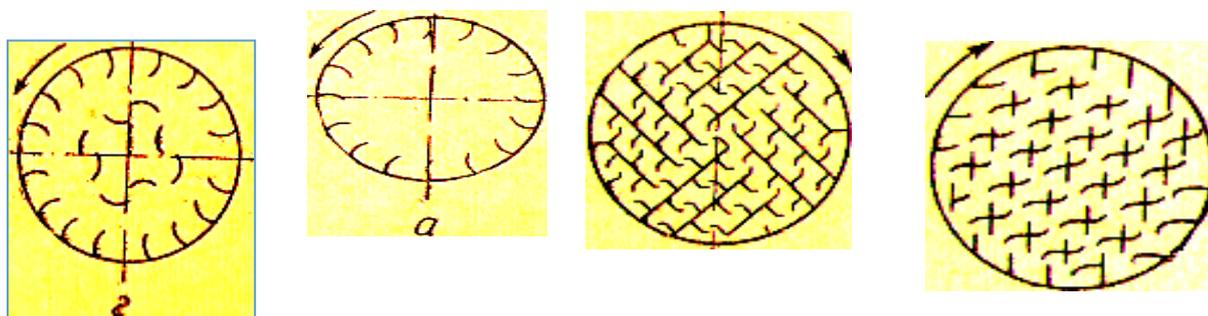
Обычно в барабанных сушилках материал и сушильный агент движутся прямоотком, благодаря этому предотвращается пересушивание и унос материала топочными газами в сторону противоположную его движению. Для уменьшения уноса при прямоотке скорость газов в барабане поддерживают не более 2-3 м/сек. Газы поступают из топки 1, примыкающей к барабану со стороны входа материала и снабженной смесительной камерой для охлаждения газов до нужной температуры наружным воздухом.

Высушенный материал проходит через подпорное устройство в виде сменного кольца или поворотных лопаток, посредством которого регулируется степень заполнения барабана, обычно не превышая 20-25 % его объема. Готовый продукт проходит через шлюзовой затвор 9, припятствующий подсосу наружного воздуха в барабан, и удаляется транспортером .

Газы просасываются через барабан при помощи дымососа 11, установленного за сушилкой. Для улавливания из газов пыли между барабаном и дымососом включен циклон 7. При такой схеме установки барабан работает при разрежении (газы не проникают в помещение через неплотности сушилки), при этом значительно уменьшается износ вентилятора частицами пыли.

Барабан приводится во вращение посредством зубчатого венца 5, который находится в зацеплении с ведущей шестерней, соединенной через редуктор с электродвигателем. Скорость вращения барабана зависит от угла его наклона и продолжительности сушки; обычно барабан делает 1-8 об/ мин.

Наиболее распространенные конструкции внутренних насадок барабанов показаны на рисунке 43.



Подъемно-лопастная насадка (рис.43,а) применяется для перемещения крупнокусковых и склонных к налипанию высушиваемых материалов.

Распределительные насадки – полочная (рис 43, б) и крестообразная (рис 43, в) – применяются при сушке мелкокусковых и сыпучих материалов. При помощи

таких насадок обеспечивается многократное пересыпание материала и его тесный контакт с сушильным агентом.

Промежуточная, или секторная насадка (рис.43, г) применяется для перемещения крупнозернистых высушиваемых материалов, обладающих малой сыпучестью.

Ячейковая насадка (рис.43, д) применяется в процессах сушки тонкоизмельченных пылящих материалов. При пересыпании таких материалов в закрытых ячейках насадки достигается интенсивное перемешивание частиц.

Барабанные сушилки широко применяются для сушки сыпучих и мелкокусковых материалов (колчедан, уголь, фосфориты, минеральные соли и др.).

Достоинства барабанных сушилок: 1) интенсивная и равномерная сушка вследствие тесного контакта материала и сушильного агента 2) большое напряжение барабана по влаге, достигающее $100 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{ч}$ и более 3) компактность установки.

Помимо барабанных конвективных сушилок (прямого действия) с непосредственным соприкосновением материала и сушильного агента, применяется контактные барабанные сушилки с передачей тепла от газов через стенку.

Сушилки с кипящим (псевдооживленным) слоем. Эффективная сушилка многих материалов возможна в кипящем слое. Принципиальная схема сушки топочными газами в кипящем (псевдооживленном) слое показана на рис.21-25. В камере смешения 2 топочные газы смешиваются с воздухом, нагнетаемым вентилятором 1, и поступает в нижнюю часть сушилки, представляющей собой цилиндрическую или прямоугольную сушильную камеру 3 с газораспределительной решеткой 4. Высушиваемый материал подается питателем 5 в верхнюю часть камеры 3 и образует кипящий слой в восходящем токе газа, проходящего сквозь отверстия решетки 4. Высушиваемый материал пересыпается через порог 6 в сборник 7. Твердые частицы, уносимые потоком сушильного агента, отделяются в циклоне 8.

В кипящем слое происходит быстрое выравнивание температур твердых частиц и сушильного агента и достигается весьма интенсивный тепло- и массообмен между твердой и газовой фазами, в результате этого сушка заканчивается в течение нескольких минут.

При сушке в кипящем слое в качестве сушильных агентов применяют топочные газы и воздух, сушку проводят в аппаратах непрерывного и периодического действия, причем непрерывная сушка производится в одноступенчатых и многоступенчатых сушилках. В последнем случае достигается повышенная степень использования тепла сушильного агента.

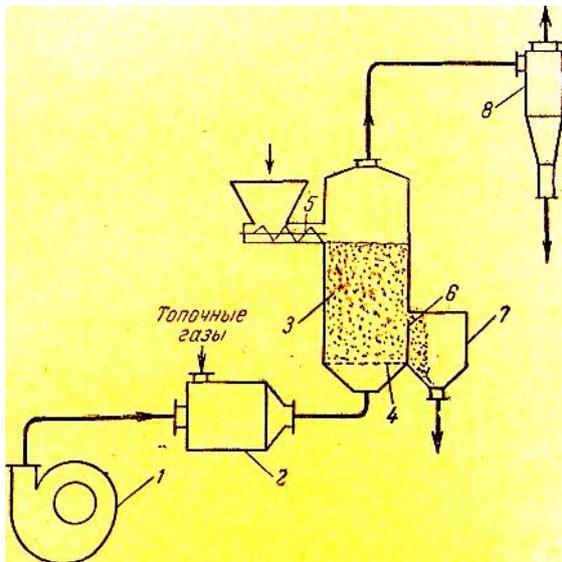


Рис.44. Сушилка с кипящим (псевдооживленным) слоем:
 1-Вентилятор;
 2- камера смешения;
 3- сушильная камера;
 4- газораспределительная решетка;
 5- питатель;
 6- порог;
 7- сборник;
 8- циклон

Контактные сушилки

Вакуум-сушильные шкафы. Вакуум-сушильный шкаф (рис.21-28) является простейшей контактной сушилкой периодического действия. Он представляет собой камеру 1 цилиндрического или прямоугольного сечения с рядом полых греющих плит 2, обогреваемых изнутри паром, на которые устанавливают противни с высушиваемым материалом. Пары влаги через штуцер 3 отсасывают при помощи вакуум-насоса в конденсатор, где отделяются от воздуха.

Несмотря на некоторые достоинства (простота устройств, возможность одновременной сушки различных материалов), вакуум-сушильные шкафы отличаются низкой производительностью (сушка в неподвижном слое, периодичность действия, связанная с остановкой шкафа для загрузки и выгрузки, плохая теплопередача вследствие образования воздушных прослоек между противнями и плитами). В настоящее время вакуум-сушильные шкафы вытесняются сушилками более совершенных типов.

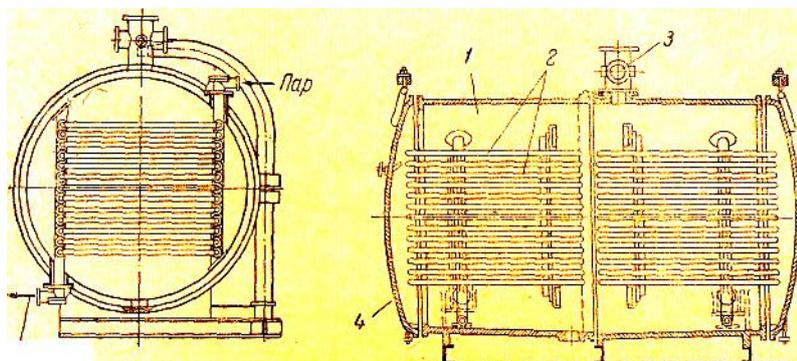


Рис.45 Вакуум-сушильный шкаф.

1-сушильная камера; 2-полые греющие плиты; 3-штуцер для соединения с вакуум-линией; 4-съемная крышка.

Контактные барабанные сушилки непрямого действия. В барабанных сушилках непрямого действия (рис 46) тепло передается высушиваемому материалу через стенку. Топочные газы омывают барабан 1 снаружи и затем движутся по цилиндрическому газоходу 2, концентрически проходящему внутри барабана. Высушиваемый материал перемещается в кольцевом пространстве между внутренней стенкой барабана 1 и газоходом 2. Не соприкасаясь с сушильным агентом. Такие сушилки применяют в тех случаях, когда допускается высокотемпературная сушка материала, но он не должен соприкасаться с топочными газами во избежание загрязнений продуктами неполного сгорания и пылью.

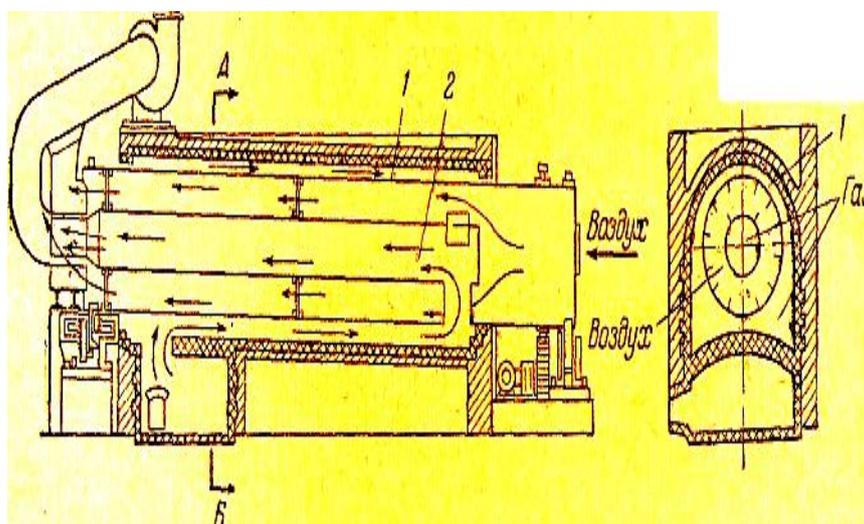


Рис.46. барабанная сушилка непрямого действия.

1-барабан; 2- газоход

Вальцовые сушилки. Такие сушилки непрерывного действия изготавливаются одно- и двухвальцовыми и работают при атмосферном давлении или при разряжении.

Одновальцовая атмосферная сушилка (47) представляет собой вращающийся барабан 1, обогреваемый внутри паром и частично погруженный в высушиваемый раствор, котрый заполняет корыто 2, снабженное снизу паровой рубашкой. В корыте раствор перемешивается мешалкой 3 и наносится на барабан слоем толщиной до 2 мм. Тонкий слой материала успевает высохнуть в течение одного оборота барабана и снимается с его поверхности ножом 6. Высушенный материал падает в шнек 5 и удаляется из сушилки. Пар поступает через ту же цапфу по сифонной трубке 4.

В одновальцовых сушилках некоторых конструкций материал наносится на барабан при помощи валика, распыливающего жидкость, или нескольких валиков, намазывающих слой пасты на барабан.

Для сушки пастообразных материалов используются одновальцовые формирующие сушилки, в которых материал подсушивается в отформованном виде.

Двухвальцовая атмосферная сушилка (рис.21-32) состоит из двух барабанов – валцов 1, вращающихся в кожухе 2 навстречу друг другу ($n=2-10$ об/мин). Жидкий или пастообразный материал поступает в сушилку сверху и проходит зазор между валцами, величину которого можно регулировать, так как один из валцов имеет подвижные подшипники. Обычно зазор между валцами не превышает 1 мм.

Процесс сушки и сьем высушенного материала происходит так же, как в одновальцовой сушилке. Однако в двухвальцовых сушилках количество влаги, испаряемой за единицу времени с 1 м² поверхности нагрева, меньше, чем в одновальцовых сушилках. Материал, снятый с валцов, часто приходится досушивать в шнековых досушивателях 3 и 4, снабженных паровыми рубашками и мешалками. Окончательно высушенный материал удаляется из досушивателей через патрубок 5.

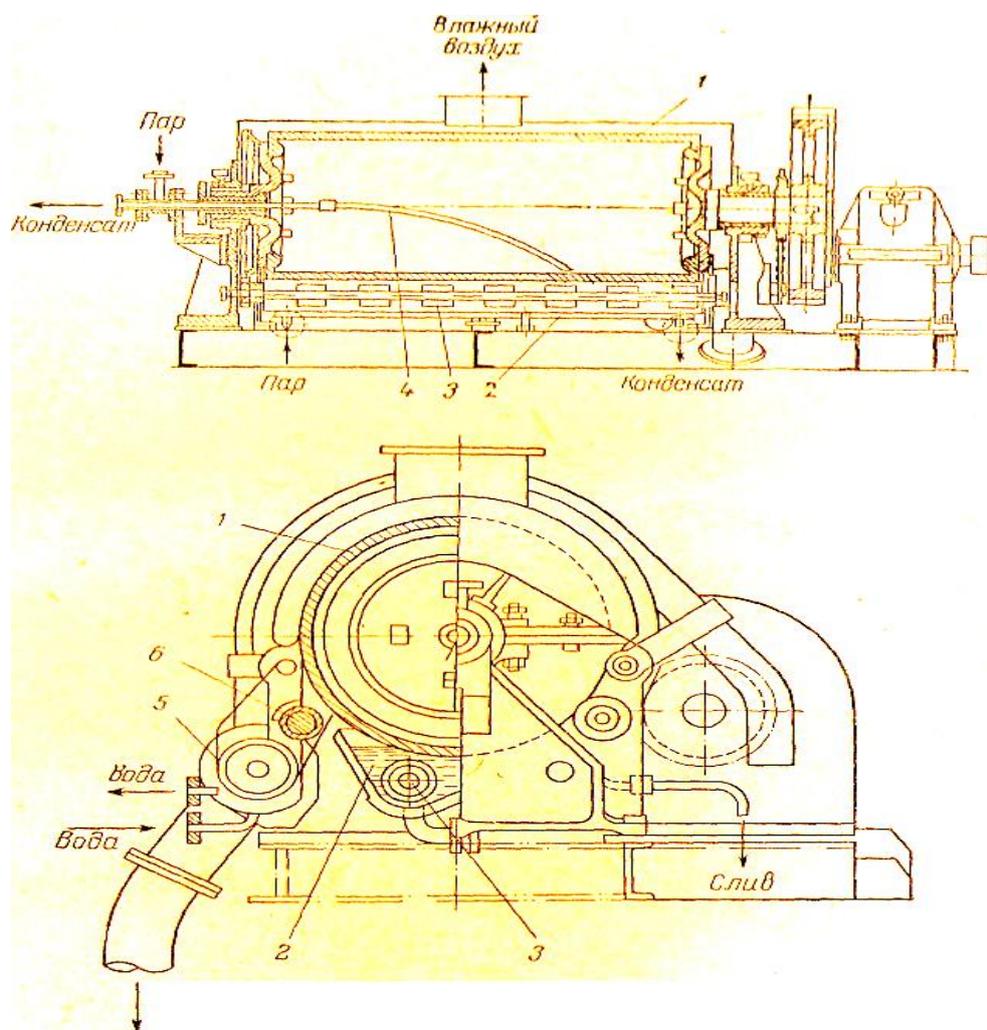


Рис.47.Одновальцовая сушилка.

1-барабан; 2-корыто; 3-мешалка; 4-сифонная трубка; 5-шнек; 6- нож.

Недостатки:

- 1) сравнительно высокая влажность высушенного продукта,
- 2) возможность перегрева материала.

Вальцовые вакуумные сушилки, как и другие контактные сушилки, работающие при разрежении, несмотря на сложность устройства и высокую стоимость, а также трудность контроля их работы, довольно часто применяются в химических производствах. Это объясняется специфическими достоинствами вакуумных сушилок, к числу которых относятся: 1) интенсивная сушка при низких температурах, что важно при сушке материалов, чувствительных к действию высоких температур, 2) безопасная сушка взрывчатых и токсичных веществ, 3) чистота высушиваемого продукта, 4) возможность улавливания паров ценных растворителей путем конденсации, 5) независимость процесса сушки от атмосферных условий.

Сравнение и выбор сушилок.

Сушилки периодического действия отличаются низкой производительностью, громоздки и в большинстве случаев не удовлетворяют требованиям современной промышленности. Сушки в них производятся в неподвижном толстом слое (вакуум-сушильные шкафы, шкафные воздушные циркуляционные сушилки) или при перемешивании материала (гребковые вакуумные сушилки).

Поэтому, как правило, вместо малопродуктивных сушилок периодического действия применяют сушилки непрерывного действия, в которых достигается продолжительности сушки и улучшается качество продукта и, кроме того, значительно облегчается обслуживание.

Сушилки работающие с использованием топочных газов, более производительны и экономичны, чем воздушные сушилки. При сушке топочными газами, благодаря ускорению процесса, высокая температура газов не сказывается отрицательно на качестве ряда ценных высушиваемых продуктов, которые удается предохранять от загрязнения при полном сжигании топлива.

Важным фактором, влияющим на выбор сушилок, является характеристика материала, подлежащего сушке (кусковой, сыпучий, пастообразный, жидкий).

Для сушки мелких партий разнообразных материалов рационально применение шкафных воздушно-циркуляционных сушилок.

Для создания наиболее интенсивных режимов процесса сушки желательно применение многоступенчатых или многосекционных сушилок с кипящим слоем, в которых высушиваемый материал последовательно проходит через секции материал и сушильный агент движутся противотоком друг другу (ступенчатый противоток). [12,18]

Контрольные вопросы.

1. Что собой представляет сушка? Какими способами проводится сушка?
2. Что мы называем температурой мокрого термометра и как обозначается?
3. Что называем абсолютной влажностью воздуха? И как вычисляется?
4. Каким равенством вычисляется материальный и тепловой баланс сушки?
5. Перечислите виды сушилок. Принцип работы вагонеточной сушилки.
6. Расскажите принцип работы барабанной сушилки.
7. **Пример.** Определить количество влаги, испаряемой за 1 час из материала, поступающего на сушку в количестве $G_1=1235$ кг/ч с начальной влажностью 77,5% (считая на общий вес). Влажность высушенного материала 5%.
8. Перечислите наиболее распространенные конструкции внутренних насадок барабана?

Содержание

| № | Название тем | стр. |
|---|--|------|
| | Введение | |
| 1 | Лекция 1. Тема: Тепловые процессы. План: 1. Общие сведения. 2. Тепловой баланс. 3. Уравнение передачи тепла. 4. Передача тепла через стенку. | |
| 2 | Лекция №2 Тема: Основные виды движения теплоносителей План: 1. Средний температурный напор 2. Конвекция 3. Лучеиспускание 4. Потери тепла в окружающую среду. | |
| 3 | Лекция №3 Тема : Нагревание и охлаждение. План: 1. Общие сведения 2. Способы нагревание и охлаждения. 3. Устройство теплообменных аппаратов. 4. Сравнение и выбор теплообменных аппаратов | |
| 5 | Лекция №4 Тема: Выпаривание . План: 1. Общие сведения. 2. Устройство выпарных аппаратов. 3. Эксплуатация выпарных аппаратов. 4. Расчет выпарных аппаратов. | |
| 6 | Лекция №4 Многокорпусные выпарные установки. План: 1. Общие сведения. Принцип действия многокорпусной выпарной установки. | |

| | | |
|----|--|--|
| | <p>2.Схемы многокорпусных выпарных установок</p> <p>3. Создание вакуума в выпарных установках.</p> | |
| 7 | <p>Лекция №6</p> <p>Кристаллизация.</p> <p>План: 1. Общие сведения.</p> <p>2.Устройство кристаллизаторов</p> <p>3.Расчет кристаллизаторов.</p> | |
| 8 | <p>Лекция №7</p> <p>Искусственное охлаждение</p> <p>План: 1.Общие понятия</p> <p>2.Термодинамические основы получения холода.</p> <p>3.Компрессионные холодильные машины. Хладогент.</p> | |
| 9 | <p>Лекция №8</p> <p>Многоступенчатые холодильные машины.</p> <p>План:1.Общие сведения многоступенчатых холодильных машин</p> <p>2. Цикл высокого давления</p> <p>3. Цикл среднего давления</p> <p>4. Цикл низкого давления</p> | |
| 10 | <p>Лекция №9</p> <p>Теория процессов массопередачи</p> <p>План:1.Общие сведения о массообменных процессах</p> <p>2.Способы выражения состава фаз</p> <p>3. Равновесия между фазами</p> | |
| 11 | <p>Лекция №10</p> <p>Тема: Абсорбция. Абсорбционные установки.</p> <p>План : 1.Общие сведения.</p> <p>2. Схемы абсорбционные установок.</p> <p>3. Расчет насадочных абсорберов.</p> <p>4. Расчет барботажных абсорберов.</p> | |
| 12 | <p>Лекция №11</p> <p>Тема: Экстракция</p> <p>План: 1. Общие сведения</p> <p>2.Устройство экстракторов</p> <p>3.Схемы экстракторов</p> | |
| 13 | <p>Лекция №12</p> <p>Тема: Ректификация</p> <p>План: 1. Общие сведения</p> <p>2. Схемы ректификационных колонн</p> <p>3. Материальный баланс процесса ректификации.</p> | |
| 14 | <p>Лекция №13</p> <p>Тема: Адсорбция</p> <p>План:1.Общие сведения</p> <p>2.Теория адсорбции</p> <p>3.Устройство адсорберов</p> <p>4.Расчет адсорберов</p> | |

| | | |
|----|---|--|
| 15 | Лекция №14 Тема: Сушка План: 1. Общие (понятия) сведения. . Свойства влажного газа (воздуха) . Материальный и тепловой балансы сушки. . Устройство сушилок | |
| | Контрольные вопросы | |
| | Тестовые вопросы | |
| | Литература | |

Вопросы для самоконтроля
Теоретические основы процесса теплопередачи

1. Какие процессы химической технологии относятся к тепловым?
2. Какая поверхность в температурном поле называется изотермической?
3. Что понимают под температурным градиентом и плотностью теплового потока?
4. Каким образом направлены относительно друг друга температурный градиент и тепловой поток в температурном поле?
5. Какими способами осуществляется перенос тепла в твердых телах, в покоящихся и движущихся жидкостях (газах)?
6. Каким уравнением описывается перенос тепла за счет чистой теплопроводности?
7. Что характеризует термическое сопротивление стенки и какие факторы оказывают влияние на его величину?
8. Чем отличается коэффициент теплопроводности от коэффициента температуропроводности, их физический смысл и размерность?
9. Какой способ переноса тепла описывается законами Стефана-Больцмана и Кирхгофа и каков физический смысл входящих в них величин?
10. Как определяется тепловой поток, переданный за счет лучистого теплообмена от более нагретого тела к менее нагретому? Как определяется коэффициент взаимного излучения?
11. В чем состоит отличие процесса теплоотдачи от процесса теплопередачи?
12. Как записывается основное уравнение теплоотдачи (закон охлаждения Ньютона)? Что является движущей силой процесса теплоотдачи?
13. Какое уравнение описывает распределение температур в движущемся потоке? Как производится подобное преобразование этого уравнения?
14. Какие критерии подобия являются определяющими при естественной и вынужденной конвекции, их физический смысл?
15. Какой критерий является определяемым при нахождении коэффициента теплоотдачи, его размерность?
16. Какое уравнение описывает процесс переноса тепла между теплоносителями через разделяющую их стенку? Что является движущей силой этого процесса?
17. Как определяется коэффициент теплопередачи и какие факторы оказывают влияние на его величину?
18. Как определяется движущая сила процесса теплопередачи (температурный напор) для различных случаев теплообмена: при постоянных и переменных температурах теплоносителей, при различных схемах движения потоков?
19. Какая схема движения теплоносителей, не изменяющих своего агрегатного состояния, дает больший температурный напор?
20. Имеет ли значение при определении температурного напора направление движения теплоносителей в случае, когда один из них изменяет свое агрегатное состояние (кипит или конденсируется)?

21. В каких случаях правомерно определять средний температурный напор как среднеарифметическую разность температур теплоносителей?
22. В каких случаях допускается расчет цилиндрических труб по уравнениям теплопередачи для плоских стенок?
23. Какого порядка будет значение коэффициента теплопередачи, если коэффициент теплоотдачи со стороны одного теплоносителя (a_1) много больше коэффициента теплоотдачи со стороны другого теплоносителя (a_2)?
24. Для каких поверхностей значение коэффициента теплопередачи будет больше: чистых или загрязненных примесями?
25. Как влияет скорость потока на величину коэффициента теплопередачи?
26. Какие процессы теплообмена относятся к нестационарным? Чем отличается критерий Био от критерия Нуссельта.

Расчет теплообменных аппаратов

1. Какой закон положен в основу составления тепловых балансов аппаратов?
2. Как определить количество тепла, отданное при охлаждении жидкости (газа) без изменения агрегатного состояния, при конденсации насыщенного и перегретого пара?
3. В чем заключается отличие острого пара от глухого?
4. Из какого уравнения определяется требуемая для переноса заданного количества тепла поверхность теплообмена? Какие факторы оказывают влияние на ее величину?
5. Какому теплоносителю следует отдать предпочтение при прочих равных условиях: дымовым газам, перегретому водяному пару, насыщенному водяному пару?
6. Если коэффициент теплоотдачи одного теплоносителя много меньше коэффициента теплоотдачи другого теплоносителя, то что следует предпринять для уменьшения требуемой поверхности теплопередачи?
7. Из каких основных элементов состоит кожухотрубчатый теплообменник?
8. В каких случаях применяются теплообменники типа ТУ, ТП, ТК, ТПК?
9. Какими способами осуществляется крепление труб в трубной решетке теплообменника?
10. В какое пространство кожухотрубчатого теплообменника следует направлять теплоносители, вызывающие загрязнение поверхности?
11. В какое пространство кожухотрубчатого теплообменника надо направить теплоноситель с меньшим расходом при прочих равных условиях?
12. Какому расположению трубок следует отдавать предпочтение при большом их числе: шахматному, коридорному или по концентрическим окружностям?
13. За счет какого фактора происходит интенсификация теплообмена в многоходовых теплообменниках?

14. В каких случаях целесообразно применять ребристые трубки и со стороны какого теплоносителя делается оребрение?
15. Как изменится коэффициент теплопередачи, если стенки труб покроются ржавчиной, если стальные трубы заменить на медные?
16. С какой целью производится изоляция теплообменных аппаратов и в каких случаях?
17. Какие материалы используются в качестве теплоизоляционных?
18. Что понимают под критическим диаметром слоя изоляции?
19. Как изменится теплопроводность изоляционного слоя при его увлажнении?
20. Какие достоинства имеют пластинчатые теплообменники по сравнению с кожухотрубчатыми?
21. Каковы отличительные особенности по способу передачи тепла рекуператоров, регенераторов и смешительных теплообменников?
22. Какими способами можно интенсифицировать процессы теплообмена в теплообменных аппаратах?

Выпаривание

1. В чем состоит сущность процесса выпаривания? Чем отличается процесс выпаривания от процесса испарения?
2. Какие растворы можно подвергать процессам выпаривания?
3. В каких случаях проводят процессы выпаривания под вакуумом?
4. Что понимают под экстра-паром в выпарной установке?
5. Как составляется материальный баланс по общему количеству продуктов и материальный баланс по сухому веществу?
6. На что расходуется тепло теплоносителя в выпарном аппарате?
7. Как изменится концентрация упаренного раствора, если увеличить расход греющего пара при прочих равных условиях?
8. Что является движущей силой процесса выпаривания, как она определяется?
9. Каковы причины возникновения температурной, гидростатической и гидравлической депрессий?
10. Какая разность температур больше: общая или полезная?
11. С какой целью применяется многокорпусное выпаривание?
12. Какие основные схемы многокорпусных выпарных установок используются в химической промышленности? Какую схему следует выбрать при упаривании растворов, вязкость которых резко возрастает с увеличением концентрации?
13. В чем состоит отличительная особенность подачи раствора из корпуса в корпус в прямоточных и противоточных установках?
14. Для какой цели служит барометрический конденсатор в вакуумных выпарных установках?
15. Что понимают под теплотой самоиспарения, какую положительную роль она играет и при какой схеме движения пара и раствора?

16. Чем отличается коэффициент испарения от коэффициента самоиспарения?
17. Могут ли иметь отрицательное значение коэффициенты испарения и самоиспарения?
18. Как определяются общая и суммарная полезная разности температур в многокорпусной установке?
19. Какие способы распределения суммарной полезной разности температур по корпусам наиболее часто используются при расчете выпарных установок?
20. Какой способ распределения суммарной полезной разности температур по корпусам следует применить в случае, если требуется спроектировать выпарную установку из дорогостоящих дефицитных материалов?
21. В каких случаях целесообразно распределять суммарную полезную разность температур по корпусам при условии равенства поверхности их нагрева?
22. Какой фактор является определяющим при определении предельного числа корпусов в многокорпусной выпарной установке?
23. Чем отличается конструкция выпарного аппарата от конструкции теплообменника, предназначенного для испарения жидкостей?
24. Какую роль в выпарном аппарате играет сепарационное пространство? Какое условие положено в основу расчета высоты сепарационного пространства?
25. Какие конструкции выпарных аппаратов можно отнести к аппаратам с естественной циркуляцией раствора?
26. Что является движущей силой естественной циркуляции в выпарном аппарате?
27. Для выпаривания каких растворов применяются аппараты с принудительной циркуляцией раствора? Как можно увеличить скорость циркуляции?
28. Имеет ли место циркуляция раствора в аппаратах пленочного типа? Для выпаривания каких растворов они применяются?
29. Какую особенность имеют при расчете температурных потерь аппараты пленочного типа?
30. В каких аппаратах скорость естественной циркуляции раствора больше: с центральной или вынесенной циркуляционной трубой?

Самостоятельные задачи

Задача №1

Определить мощность, потребляемую насосом, подающим жидкость из открытого резервуара в сосуд с избыточным давлением P при температуре $20\text{ }^\circ\text{C}$. Внутренний диаметр стального трубопровода d , длина L , шероховатость e , массовый расход потока G . На трубопроводе установлены один нормальный вентиль, диафрагма с диаметром отверстия d_0 и имеется n отводов под углом φ и радиусом изгиба R_0 . Высота подъема жидкости H . Общий к.п.д. насосной установки принять равным $0,65$.

Исходные данные к задаче №1

| № варианта | Жидкость (газ) | G , кг/с | d , м | L , м | e , мм | H , м | P , МПа | d_0 , мм | n | φ , град | R_0 , м |
|------------|----------------|------------|---------|---------|----------|---------|-----------|------------|-----|------------------|-----------|
| 1 | Вода | 2,5 | 32 | 25 | 0,5 | 20 | 0,1 | 25 | 2 | 30 | 0,96 |
| 2 | Этанол | 6,8 | 50 | 100 | 0,6 | 15 | 0,1 | 40 | 4 | 90 | 0,75 |
| 3 | Бензол | 9,2 | 75 | 15 | 0,7 | 10 | 0,1 | 80 | 1 | 45 | 1,1 |
| 4 | Метанол | 0,2 | 100 | 150 | 0,2 | 12 | 0,2 | 70 | 5 | 90 | 1,5 |
| 5 | Глицерин | 0,1 | 75 | 75 | 0,3 | 8 | 0,3 | 40 | 3 | 60 | 1,1 |
| 6 | Гептан | 7,5 | 50 | 20 | 0,5 | 6 | 0,1 | 32 | 2 | 30 | 0,8 |
| 7 | Анилин | 0,3 | 100 | 50 | 0,2 | 18 | 0,4 | 65 | 3 | 90 | 1,5 |
| 8 | Хлороформ | 0,18 | 75 | 45 | 0,3 | 30 | 0,2 | 50 | 2 | 20 | 1,1 |
| 9 | Бензин | 4,8 | 50 | 35 | 0,4 | 25 | 0,1 | 32 | 4 | 45 | 0,8 |
| 10 | Нефть | 0,4 | 100 | 120 | 0,3 | 17 | 0,5 | 70 | 6 | 60 | 11,5 |

Задача №2

В аппарате кипящего слоя приводятся в псевдоожиженное состояние частицы с эквивалентным диаметром d_s и плотностью ρ . Расход оживающего агента V , его плотность ρ_c , вязкость μ_c . Высота неподвижного слоя H_0 , число псевдоожижения K_w . Определить размеры аппарата и гидравлическое сопротивление псевдоожиженного слоя.

Исходные данные к задаче №3

| № варианта | V , м ³ /ч | d_s , мм | ρ , кг/м ³ | ρ_c , кг/м ³ | $\mu_c \cdot 10^5$, Па·с | K_w | H_0 , м |
|------------|-------------------------|------------|----------------------------|------------------------------|---------------------------|-------|-----------|
|------------|-------------------------|------------|----------------------------|------------------------------|---------------------------|-------|-----------|

| | | | | | | | |
|----|------|------|------|------|-----|------|------|
| 1 | 6500 | 2,4 | 2600 | 1,20 | 2,8 | 1,34 | 0,40 |
| 2 | 3200 | 1,5 | 2200 | 0,83 | 1,0 | 1,45 | 0,55 |
| 3 | 2700 | 5,0 | 3000 | 0,85 | 0,9 | 1,30 | 0,35 |
| 4 | 4000 | 7,5 | 2800 | 2,50 | 1,2 | 1,60 | 0,48 |
| 5 | 800 | 1,0 | 1500 | 0,94 | 0,8 | 1,75 | 0,50 |
| 6 | 1700 | 4,5 | 2500 | 1,17 | 1,4 | 1,65 | 0,36 |
| 7 | 5000 | 2,0 | 1300 | 2,85 | 0,7 | 1,40 | 0,44 |
| 8 | 4400 | 10,0 | 5000 | 0,75 | 2,6 | 1,50 | 0,52 |
| 9 | 1350 | 3,5 | 4000 | 1,80 | 0,5 | 1,63 | 0,42 |
| 10 | 3900 | 6,0 | 2750 | 0,55 | 3,1 | 1,44 | 0,45 |

Задача №3

Определить требуемую поверхность теплообмена в многоходовом кожухотрубчатом конденсаторе паров вещества A , расход которого G_1 . Пар поступает в межтрубное пространство теплообменника при температуре конденсации T_s , конденсат дополнительно не охлаждается. В трубное пространство теплообменника поступает вода, которая нагревается от температуры t_1 до температуры t_2 . Диаметр кожуха теплообменника D_b , диаметр труб $d_n \times s$ (d_n – наружный диаметр, s – толщина стенки), число труб в теплообменнике n , число ходов z . Трубы выполнены из нержавеющей стали. При расчете учесть загрязнение поверхности труб со стороны обоих теплоносителей (термические сопротивления загрязнений взять из справочника для соответствующих теплоносителей).

Исходные данные к задаче №4

| № варианта | Вещество A | G_1 , кг/с | T_s , °C | T_1 , °C | T_2 , °C | N | D_b , мм | z | $d_n \times s$, мм |
|------------|--------------|--------------|------------|------------|------------|------|------------|-----|---------------------|
| 1 | Ацетон | 2,7 | 70 | 20 | 45 | 206 | 600 | 4 | 25×2 |
| 2 | Бензол | 0,8 | 85 | 18 | 50 | 316 | 600 | 6 | 20×2 |
| 3 | Толуол | 1,2 | 110 | 22 | 48 | 166 | 400 | 2 | 20×2 |
| 4 | Метанол | 3,0 | 68 | 17 | 45 | 1044 | 1000 | 6 | 20×2 |
| 5 | Хлороформ | 1,8 | 75 | 25 | 50 | 638 | 800 | 4 | 20×2 |
| 6 | Этанол | 4,2 | 88 | 24 | 48 | 1044 | 1000 | 6 | 20×2 |
| 7 | Вода | 0,5 | 100 | 15 | 40 | 90 | 325 | 2 | 20×2 |
| 8 | Гептан | 2,2 | 95 | 21 | 45 | 240 | 600 | 2 | 25×2 |
| 9 | Сероуглерод | 0,7 | 60 | 17 | 42 | 56 | 325 | 2 | 25×2 |
| 10 | Гексан | 5,0 | 90 | 20 | 45 | 1173 | 958 | 6 | 25×2 |

Задача №4

Определить требуемую поверхность осаждения для разделения неоднородной смеси, содержащей твердую фазу. Эквивалентный диаметр наименьших частиц,

подлежащих осаждению, составляет d_3 , температура среды t , производительность по осветленному потоку V .

Исходные данные к задаче №2

| № варианта | V м ³ /ч | d_3 мкм | t °С | Дисперсная фаза | Сплошная фаза |
|------------|--------------------------|--------------|-----------|-----------------|----------------|
| 1 | 40 | 800 | 50 | зола | вода |
| 2 | 15 | 75 | 25 | кокс | вода |
| 3 | 20000 | 25 | 170 | цемент | воздух |
| 4 | 8000 | 42 | 95 | известняк | азот |
| 5 | 11 | 120 | 30 | кварц | вода |
| 6 | 14000 | 20 | 300 | каолин | окись углерода |
| 7 | 3600 | 15 | 100 | антрацит | воздух |
| 8 | 6500 | 35 | 40 | мел | воздух |
| 9 | 2,5 | 100 | 20 | мрамор | вода |
| 10 | 7300 | 10 | 80 | уголь | кислород |

Задача №5

Определить требуемую поверхность теплообмена в вакуумной однокорпусной выпарной установке, в которой упаривается водный раствор вещества. Расход исходного раствора G_H , начальная концентрация \bar{x}_H , конечная \bar{x}_K . Давление греющего пара $p_{г.п.}$, давление пара в барометрическом конденсаторе p_0 . Исходный раствор поступает в аппарат предварительно подогретым до температуры кипения, тепловые потери составляют 3 % от полезно затраченного тепла, теплотой концентрирования пренебречь. Рабочая высота труб H .

Исходные данные к задаче №5

| № варианта | Водный раствор | G_H , Кг/ч | \bar{x}_H , %(масс.) | \bar{x}_K , %(масс.) | $p_{г.п.}$ МПа | p_0 , МПа | H , м |
|------------|---------------------------------|-----------------|---------------------------|---------------------------|-------------------|----------------|------------|
| 1 | КОН | 9000 | 12 | 48 | 0,4 | 0,020 | 4 |
| 2 | NaCl | 12500 | 10 | 25 | 0,2 | 0,015 | 5 |
| 3 | NH ₄ NO ₃ | 6400 | 17 | 52 | 0,2 | 0,012 | 3 |
| 4 | NaOH | 15600 | 7 | 34 | 0,3 | 0,020 | 6 |
| 5 | K ₂ CO ₃ | 7800 | 18 | 50 | 0,3 | 0,015 | 2 |
| 6 | CaCl ₂ | 4500 | 6 | 46 | 0,4 | 0,030 | 4 |
| 7 | KNO ₃ | 8300 | 13 | 65 | 0,2 | 0,020 | 5 |
| 8 | NaNO ₃ | 3900 | 16 | 60 | 0,3 | 0,030 | 2 |
| 9 | KCl | 20000 | 14 | 33 | 0,2 | 0,020 | 4 |
| 10 | MgCl ₂ | 18700 | 8 | 36 | 0,4 | 0,030 | 3 |

Задача №6

В противоточном насадочном абсорбере, заполненном керамическими кольцами Рашига размером $50 \times 50 \times 5$ мм происходит поглощение компонента A из его смеси с воздухом водой при постоянной температуре t и давлении P . Расход воздушной смеси, приведенный к нормальным условиям, V_0 . Концентрация компонента A в воздушной смеси на входе в аппарат y_n , степень извлечения компонента φ . Орошающая вода на входе не содержит компонента A . Коэффициент избытка поглотителя β ; высота, эквивалентная одной теоретической тарелке, n_z .

Расчет допускается проводить по упрощенному методу (метод ВЭТТ).

Определить диаметр абсорбера и требуемую высоту насадки.

Исходные данные к задаче №6

| № варианта | Компонент A | V_0 , нм ³ /ч | y_n , %(мол) | φ | β | n_z , м | P , МПа | t , °С |
|------------|-------------------|-------------------------------|-------------------|-----------|---------|--------------|--------------|-------------|
| 1 | Ацетилен | 15000 | 10,0 | 0,90 | 1,20 | 0,90 | 0,5 | 20 |
| 2 | Сероводород | 9000 | 8,5 | 0,92 | 1,40 | 1,25 | 0,3 | 20 |
| 3 | Хлор | 7500 | 12,0 | 0,94 | 1,30 | 1,40 | 0,2 | 15 |
| 4 | Этилен | 12800 | 5,6 | 0,90 | 1,15 | 1,15 | 0,6 | 10 |
| 5 | Метан | 6900 | 4,0 | 0,95 | 1,25 | 1,85 | 2,0 | 15 |
| 6 | Бром | 14600 | 9,2 | 0,90 | 1,20 | 2,0 | 0,1 | 25 |
| 7 | Этан | 5000 | 6,4 | 0,92 | 1,35 | 0,85 | 1,8 | 15 |
| 8 | Двуокись углерода | 8200 | 15,0 | 0,96 | 1,18 | 0,94 | 1,2 | 20 |
| 9 | Окись углерода | 4700 | 7,0 | 0,94 | 1,16 | 2,20 | 2,5 | 15 |
| 10 | Хлор | 16000 | 18,0 | 0,93 | 1,10 | 1,55 | 0,4 | 20 |

Задача №7

В ректификационной колонне непрерывного действия с колпачковыми тарелками производится разделение жидкой смеси уксусная кислота-вода под атмосферным давлением. Массовый расход исходной смеси \bar{G}_F , концентрация низкокипящего компонента в исходной смеси x_F , в дистилляте x_D , в кубовой жидкости x_W . Исходная смесь подается в колонну при температуре кипения. Определить основные размеры колонны (диаметр и высоту тарельчатой части). Рабочее число флегмы рассчитать по упрощенной методике, используя эмпирическое уравнение. Расстояние между тарелками принять равным 0,3 м. Число действительных тарелок определить по упрощенной методике, используя коэффициент полезного действия колонны. Данные по равновесию для смеси уксусная кислота-вода приведены в ниже расположенной таблице (x -

концентрация низкокипящего компонента в жидкой фазе, % мол.; y^* - равновесная концентрация низкокипящего компонента в паровой фазе, % мол.).

| | | | | | | | | | | | | |
|-------|---|-----|------|------|------|------|------|------|------|------|------|-----|
| x | 0 | 5 | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 | 100 |
| y^* | 0 | 9,2 | 16,7 | 30,2 | 42,5 | 53,0 | 62,7 | 71,6 | 79,5 | 86,4 | 93,0 | 100 |

Исходные данные к задаче №8

| № варианта | \bar{G}_F , кг/ч | x_F , % (мол.) | x_P , % (мол.) | x_W , % (мол.) |
|------------|--------------------|------------------|------------------|------------------|
| 1 | 12000 | 45 | 90 | 4,5 |
| 2 | 5600 | 52 | 96 | 3,0 |
| 3 | 9800 | 38 | 94 | 5,0 |
| 4 | 4200 | 56 | 91 | 4,0 |
| 5 | 6300 | 60 | 95 | 5,8 |
| 6 | 11000 | 48 | 92 | 4,3 |
| 7 | 2800 | 33 | 96 | 3,0 |
| 8 | 3600 | 40 | 90 | 5,2 |
| 9 | 7900 | 55 | 94 | 4,4 |
| 10 | 8100 | 36 | 95 | 6,0 |

Примечание: в расчетах необходимо использовать концентрации компонентов, выраженные в **мольных долях**.

Задача №8

Определить основные размеры пневматической трубы-сушилки, работающей под атмосферным давлением, для сушки влажного материала нагретым воздухом. Расход исходного влажного материала G_H , начальная влажность материала (считая на общую массу) u_H , конечная влажность – u_K , эквивалентный диаметр частиц $d_э$, температура влажного материала θ_1 , температура высушенного материала θ_2 , плотность материала ρ_M , удельная теплоемкость высушенного материала c_M . Параметры воздуха на входе в калорифер: температура t_0 , относительная влажность ϕ_0 . Температура воздуха на входе в сушилку t_1 . Параметры воздуха на выходе из сушилки: температура- t_2 , относительная влажность ϕ_2 . Потери тепла составляют 1% от тепла, затраченного на испарение воды.

Свойства влажного материала

| № варианта | ρ_M , кг/м ³ | c_M , кДж/(кг·К) | № варианта | ρ_M , кг/м ³ | c_M , кДж/(кг·К) |
|------------|---------------------------------|-----------------------|------------|---------------------------------|-----------------------|
| 1 | 1600 | 1,16 | 6 | 2260 | 1,42 |
| 2 | 3190 | 1,26 | 7 | 1450 | 1,17 |
| 3 | 2200 | 1,61 | 8 | 2900 | 1,56 |
| 4 | 1300 | 1,85 | 9 | 2700 | 1,70 |
| 5 | 2650 | 1,45 | 10 | 2350 | 1,21 |

Исходные данные к задаче №9

| № вар. | G_H , т/ч | u_H , % | u_K , % | $d_э$, мм | θ_1 , °C | θ_2 , °C | t_0 , °C | φ_0 , % | t_1 , °C | t_2 , °C | φ_2 , % |
|-----------|----------------|--------------|--------------|---------------|--------------------|--------------------|---------------|--------------------|---------------|---------------|--------------------|
| 1 | 0,75 | 5,0 | 0,3 | 0,5 | 20 | 90 | 25 | 75 | 350 | 100 | 40 |
| 2 | 4,50 | 9,5 | 3,6 | 4,0 | 18 | 70 | 20 | 70 | 250 | 80 | 50 |
| 3 | 0,68 | 15,0 | 1,8 | 1,0 | 22 | 50 | 18 | 65 | 300 | 70 | 60 |
| 4 | 1,20 | 4,0 | 0,5 | 0,8 | 25 | 65 | 24 | 70 | 130 | 80 | 40 |
| 5 | 0,84 | 1,8 | 0,2 | 1,5 | 19 | 50 | 22 | 60 | 200 | 65 | 50 |
| 6 | 2,25 | 10,0 | 1,0 | 2,5 | 23 | 40 | 18 | 75 | 90 | 50 | 70 |
| 7 | 0,95 | 6,5 | 0,7 | 5,0 | 18 | 50 | 20 | 70 | 170 | 60 | 50 |
| 8 | 1,56 | 7,0 | 1,2 | 0,4 | 20 | 65 | 25 | 60 | 150 | 80 | 50 |
| 9 | 2,10 | 18,0 | 4,0 | 1,6 | 25 | 45 | 18 | 65 | 190 | 60 | 50 |
| 10 | 0,64 | 14,5 | 1,7 | 3,0 | 20 | 40 | 20 | 75 | 110 | 50 | 70 |

Тестовые задания по предмету
Процессы и аппараты химической технологии и моделирование химико-технологических процессов

1-вариант

1. Движущей силой процесса теплопередачи является:

- A) разность температур;
- B) разность давлений;
- C) разность скоростей движения теплоносителей;
- D) разность значений коэффициентов теплоотдачи;
- E) разность значений коэффициентов теплопроводности.

2. Наиболее выгодным направлением движения теплоносителей является:

- A) прямоток;
- B) перекрёстный ток;
- C) смешанный ток;
- D) противоток;
- E) вибрационный ток.

3. В тепловых процессах тепло передаётся самопроизвольно:

- A) от холодного потока к горячему потоку;
- B) от воздушной среды к дымовым газам;
- C) от горячего потока к холодному потоку;
- D) от токов высокой частоты к токам низкой частоты;
- E) от холодной воды к водяному пару.

4. Теплопроводность характерна для:

- A) газообразных потоков;
- B) воздушных потоков;
- C) жидких сред;
- D) твёрдых тел;
- E) пластичных масс.

5. Количество теплоты, переданное теплопроводностью, определяется:

- A) $Q = \lambda / \delta * F * (t_1 - t_2)$;
- B) $Q = RTV$;
- C) $Q = FKT$;
- D) $Q = FRC$;
- E) $Q = WDR/4$.

6. Коэффициент теплопроводности есть величина обратная:

- A) температуре;
- B) толщине стенки;
- C) давлению;
- D) расходу пара;
- E) уровню.

7. Конвекция бывает:

- A) за счёт разности давлений;
- B) за счёт разности температур;
- C) за счёт разности уровней;
- D) вынужденной и естественной;
- E) только естественной.

8. Укажите уравнение теплоотдачи:

- A) $Q = L \cdot F \cdot (t_{с1} - t_{с2})$;
- B) $Q = KFN$;
- C) $Q = LK(T_2 - T_3)$;
- D) $Q = E \cdot R \cdot T \cdot (F - F_2)$;
- E) $Q = G \cdot C \cdot N \cdot (L_k - K_p)$.

9. Лучеиспускательная способность тела зависит от:

- A) размеров тела;
- B) положения тела в пространстве;
- C) угла падения света;
- D) температуры поверхности тела;
- E) формы тела.

10. Способы распространения тепловой энергии.

- A) циркуляцией потоков;
- B) массообменном;
- C) теплопроводностью, теплопередачей, теплоотдачей;
- D) теплопередачей, вихревыми потоками;
- E) лучеиспусканием, движением среды.

2-вариант

1. Конвекция бывает:

- A) за счёт разности давлений;
- B) вынужденной и естественной;
- C) за счёт разности уровней;
- D) за счёт разности температур;
- E) только естественной.

2. Укажите уравнение теплоотдачи:

- A) $Q = E \cdot R \cdot T \cdot (F - F_2)$;
- B) $Q = KFN$;
- C) $Q = LK(T_2 - T_3)$;
- D) $Q = L \cdot F \cdot (t_{с1} - t_{с2})$;
- E) $Q = G \cdot C \cdot N \cdot (L_k - K_p)$.

3. Лучеиспускательная способность тела зависит от:

- A) размеров тела;
- B) положения тела в пространстве;
- C) температуры поверхности тела;
- D) угла падения света;
- E) формы тела.

4. Способы распространения тепловой энергии.

- A) теплопроводностью, теплопередачей, теплоотдачей;
- B) массообменном;
- C) циркуляцией потоков;
- D) теплопередачей, вихревыми потоками;
- E) лучеиспусканием, движением среды.

5. Движущей силой процесса теплопередачи является:

- A) разность скоростей движения теплоносителей;
- B) разность давлений;
- C) разность температур;
- D) разность значений коэффициентов теплоотдачи;
- E) разность значений коэффициентов теплопроводности.

6. Наиболее выгодным направлением движения теплоносителей является:

- A) прямоток;
- B) перекрёстный ток;
- C) смешанный ток;
- D) вибрационный ток;
- E) противоток.

7. В тепловых процессах тепло передаётся самопроизвольно:

- A) от холодного потока к горячему потоку;

- В) от воздушной среды к дымовым газам;
- С) от токов высокой частоты к токам низкой частоты;
- Д) от горячего потока к холодному потоку;
- Е) от холодной воды к водяному пару.

8. Количество теплоты, переданное теплопроводностью, определяется:

- А) $Q = \lambda / \delta * F * (t_1 - t_2)$;
- В) $Q = RTV$;
- С) $Q = FKT$;
- Д) $Q = FRC$;
- Е) $Q = WDR/4$.

9. Теплопроводность характерна для:

- А) газообразных потоков;
- В) воздушных потоков;
- С) жидких сред;

- Д) твёрдых тел;
- Е) пластичных масс.

10. Коэффициент теплопроводности есть величина обратная:

- А) температуре;
- В) толщине стенки;
- С) давлению;
- Д) расходу пара;
- Е) уровню.

3-вариант

1. Движущей силой процесса теплопередачи является:

- A) разность значений коэффициентов теплоотдачи;
- B) разность давлений;
- C) разность скоростей движения теплоносителей;
- D) разность температур;
- E) разность значений коэффициентов теплопроводности.

2. Наиболее выгодным направлением движения теплоносителей является:

- A) прямоток;
- B) противоток;
- C) смешанный ток;
- D) перекрёстный ток;
- E) вибрационный ток.

3. В тепловых процессах тепло передаётся самопроизвольно:

- A) от горячего потока к холодному потоку;
- B) от воздушной среды к дымовым газам;
- C) от холодного потока к горячему потоку;)
- D) от токов высокой частоты к токам низкой частоты;
- E) от холодной воды к водяному пару.

4. Теплопроводность характерна для:

- A) газообразных потоков;
- B) воздушных потоков;
- C) твёрдых тел;
- D) жидких сред;
- E) пластичных масс.

5. Количество теплоты, переданное теплопроводностью, определяется:

- A) $Q = WDR \setminus 4$;
- B) $Q = RTV$;
- C) $Q = FKT$;
- D) $Q = FRC$;
- E) $Q = \lambda / \delta * F * (t_1 t_2)$.

6. Коэффициент теплопроводности есть величина обратная:

- A) температуре;
- B) расходу пара;
- C) давлению;
- D) толщине стенки;
- E) уровню.

7. Конвекция бывает:

- A) вынужденной и естественной;
- B) за счёт разности температур;

- С) за счёт разности уровней;
- Д) за счёт разности давлений;
- Е) только естественной.

8. Укажите уравнение теплоотдачи:

- А) $Q = LK(T_2 - T_3)$;
- В) $Q = KFN$;
- С) $Q = L \cdot F \cdot (t_{с1} - t_{с2})$;
- Д) $Q = E \cdot R \cdot T \cdot (F - F_2)$;
- Е) $Q = G \cdot C \cdot N \cdot (L_k - K_p)$.

9. Лучеиспускательная способность тела зависит от:

- А) размеров тела;
- В) положения тела в пространстве;
- С) угла падения света;
- Д) температуры поверхности тела;
- Е) формы тела.

10. Способы распространения тепловой энергии.

- А) циркуляцией потоков;
- В) массообменном;
- С) теплопроводностью, теплопередачей, теплоотдачей;
- Д) теплопередачей, вихревыми потоками;
- Е) лучеиспусканием, движением среды.

4-вариант

1. Конвекция бывает:

- A) за счёт разности давлений;
- B) только естественной.
- C) за счёт разности уровней;
- D) за счёт разности температур;
- E) вынужденной и естественной.

2. Укажите уравнение теплоотдачи:

- A) $Q = E \cdot R \cdot T \cdot (F - F_2)$;
- B) $Q = KFN$;
- C) $Q = LK(T_2 - T_3)$;
- D) $Q = G \cdot C \cdot N \cdot (L_k - K_p)$;
- E) $Q = L \cdot F \cdot (t_{с1} - t_{с2})$.

3. Лучеиспускательная способность тела зависит от:

- A) температуры поверхности тела;
- B) положения тела в пространстве;
- C) размеров тела;
- D) угла падения света;
- E) формы тела.

4. Способы распространения тепловой энергии.

- A) массообменном;
- B) теплопроводностью, теплопередачей, теплоотдачей;
- C) циркуляцией потоков;
- D) теплопередачей, вихревыми потоками;
- E) лучеиспусканием, движением среды.

5. Движущей силой процесса теплопередачи является:

- A) разность скоростей движения теплоносителей;
- B) разность давлений;
- C) разность значений коэффициентов теплоотдачи;
- D) разность температур;
- E) разность значений коэффициентов теплопроводности.

6. Наиболее выгодным направлением движения теплоносителей является:

- A) противоток;
- B) перекрёстный ток;
- C) смешанный ток;
- D) вибрационный ток;
- E) прямоток.

7. В тепловых процессах тепло передаётся самопроизвольно:

- A) от холодного потока к горячему потоку;
- B) от воздушной среды к дымовым газам;
- C) токов высокой частоты к токам низкой частоты;
- D) от холодной воды к водяному пару;
- E) от горячего потока к холодному потоку;

8. Количество теплоты, переданное теплопроводностью, определяется:

- A) $Q = \lambda / \delta * F * (t_1 t_2)$;
- B) $Q = RTV$;
- C) $Q = FKT$;
- D) $Q = FRC$;
- E) $Q = WDR \sqrt{4}$.

9. Теплопроводность характерна для:

- A) газообразных потоков;
- B) твёрдых тел;
- C) жидких сред;
- D) воздушных потоков;
- E) пластичных масс.

10. Коэффициент теплопроводности есть величина обратная:

- A) температуре;
- B) уровню;
- C) давлению;
- D) расходу пара;
- E) толщине стенки.

Ключ к тесту

| 1B | 2B | 3B | 4B |
|-------------|-------------|-------------|-------------|
| 1 A | 1 B | 1 D | 1 E |
| 2 D | 2 D | 2 B | 2 E |
| 3 C | 3 C | 3 A | 3 A |
| 4 D | 4 A | 4 C | 4 B |
| 5 A | 5 C | 5 E | 5 D |
| 6 B | 6 E | 6 D | 6 A |
| 7 D | 7 D | 7 A | 7 E |
| 8 A | 8 A | 8 C | 8 A |
| 9 D | 9 D | 9 D | 9 B |
| 10 C | 10 B | 10 C | 10 E |

ЛИТЕРАТУРА

Основная литература

1. С.С. Кутателадзе Основы теории теплообмена, 2-е изд., Машгиз 1993г.
2. М.А. Михеев, Основы теплопередачи, 3-изд., Госэнергоиздат, 1994 г.
3. Т. Хоблер, Теплопередача и теплообменники (перевод с польского), Госхимиздат, 1987 г.
4. С.Н.Шорин, Теплопередача, Стройиздат, 1982 г.
5. М.А. Кичигин., Г.Н. Костенко. Теплообменные аппараты и выпарные установки, Госэнергоиздат,1995 г.
6. З.М.Семилет, Оросительные теплообменники химических производств, Машгиз,1961 г.
7. Н.И.Гельперин, Выпарные аппараты, Госхимиздат,1987 г.
8. В.М.Рамм, Абсорбционные процессы в химической промышленности, Госхимиздат,1987Г.
9. А.Г.Касаткина Жидкостная экстракция, Госхимиздат, 1988 г.
10. Н.И.Гелперин, Дистилляция и ректификация. Госхимиздат, 1986 г.
11. Е.Н.Серпионова. Промышленная адсорбция газов и паров. Госхимиздат, 1982 г.
12. И.И.Воронцов, Сушка в химическом производстве. Госхимиздат, 1985 г.
13. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. - Л.: Химия, 1987. -576 с.
14. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии. - Л.: Химия, 1991. - 352 с.
15. Романков П.Г., Курочкина М.И., Мосжерин Ю.Я., Смирнов Н.Н. Процессы аппараты химической и промышленности. - Л.: Химия, 1989. - 560 с.
16. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. - М.: Наука, 1972. - 720 с.
17. А.Г.Касаткин, Основы процессы и аппараты химической технологии, 7-е изд.,Госхимиздат, 1967 г.
18. А.Н. Плановский, П.И. Николаев, Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии, Госхимиздат 1987 г.
19. Комаров Н.С. Холод . Изд.5-е М. Гизлегпишепром , 1953
20. Комаров Н.С.Справочник холодильщика .изд 2-е М. Маш-гиз 1962

Дополнительная литература

1. Бакластов А.М., Горбенко В.А., Удыма П.Г. Проектирование, монтаж и эксплуатация теплообменных установок. –М.: Энергоиздат, 1981-336 с.
2. Лашинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчёта химической аппаратуры. Справочник. - Л.: Машиностроение, 1970.-752 с.
3. Домашнев А.Д. Конструирование и расчёт химических аппаратов. -М.: Машгиз, 1961. - 624 с.
4. Комаров Н.С. Холод . Изд.5-е М. Гизлегпишепром , 1953
5. Резенфельд А.М ., Ткачев А.Г., Холодильные машины и аппараты. Изд,2-е М. Госторг изд , 1960 , С.З. Каган „А.И. Плановский . Процессы и аппараты химической технологии. Изд 2-е М. ,Химия.
6. Кантарович З.Б. Основы расчёта химических машин и аппаратов. - М.: Машгиз, 1960. - 743 с.
7. Кувшинский М.Н., Соболева А.П. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности». - М.: Высш. школа, 1980. - 223 с.
8. Соколов Е.Я., Зингер Н.М. Струйные аппараты. -М.: Энергия,1970.-288 с.
9. Выпарные аппараты вертикальные, трубчатые общего назначения: Каталог УкрНИИхиммаша. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. - 38 с.
10. Сушильные аппараты и установки: Каталог НИИхиммаш, - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1975. - 64 с.
11. Теплотехнический справочник. Т. 1. - М.- Л.: Госэнергоиздат, 1957. - 728с.

